



VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V BRNĚ
BRNO UNIVERSITY OF TECHNOLOGY



FAKULTA STROJNÍHO INŽENÝRSTVÍ
ÚSTAV PROCESNÍHO A EKOLOGICKÉHO
INŽENÝRSTVÍ

FACULTY OF MECHANICAL ENGINEERING
DEPARTMENT OF PROCESS AND ENVIRONMENTAL ENGINEERING

ZJEDNODUŠENÝ ÚVODNÍ PROJEKT UZLU DESTILACE

SIMPLIFIED BASIC ENGINEERING PROJECT OF DISTILLATION UNIT

DIPLOMOVÁ PRÁCE
DIPLOMA THESIS

AUTOR PRÁCE
AUTHOR

MICHAEL ŠMARDÁ

VEDOUCÍ PRÁCE
SUPERVISOR

ING. PETR LENFELD, Ph.D.

BRNO 2008

ABSTRAKT

Cílem diplomové práce bylo prohloubit teoretické a praktické projekční znalosti v oboru procesního inženýrství. Za tímto účelem byl vypracován zjednodušený Úvodní projekt destilačního uzlu. V rámci zpracování projektu bylo nutné řádné seznámení s použitou technologií a náležitostmi dokumentu Úvodního projektu. Základním kamenem zjednodušeného Úvodního projektu destilačního uzlu jsou materiálová a energetická bilance, které slouží jako podklad pro návrh aparátů. Parametry aparátů jsou v projektu uvedeny ve formě datasheetů. Materiálová bilance dále slouží jako podklad pro specifikaci potrubních větví. Nezbytnou součástí zjednodušeného Úvodního projektu jsou také technologická a strojně technologická schémata (PFD a PID), která obsahují základní regulační smyčky.

Klíčová slova:

Úvodní projekt, destilační uzel, debutanizér, stabilizační kolona, destilační kolona.

ABSTRACT

The target of diploma thesis was to improve author's theoretical and practical design knowledge of process engineering. In the diploma thesis a Simplified Basic Engineering Project of distillation unit has been developed. It was necessary to become familiar with the process technology and formal requirements of Basic Engineering Project. The most important parts of Basic Engineering Project are material and heat balances. Material and heat balances are the corner stones of distillation unit equipment design. Parameters of process equipment are presented in the form of equipment datasheets. The specification of pipelines is based on material and heat balances too. Inevitable part of Basic Engineering are Process Flow Diagram and Piping and Instrumentation Diagram (PFD & PID). Process Flow Diagram and Piping and Instrumentation Diagram include all equipment, piping and basic control loops.

Key words:

Basic Design, Basic Engineering, distillation unit, debutanizer, stabilization column, distillation column.

BIBLIOGRAFICKÁ CITACE PRÁCE

ŠMARDÁ, M. Zjednodušený úvodní projekt uzlu destilace. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2008. Vedoucí diplomové práce Ing. Petr Lenfeld, Ph.D.

PROHLÁŠENÍ

Prohlašuji, že jsem diplomovou práci vypracoval samostatně a že všechny použité literární zdroje jsem správně a úplně citoval.

.....
podpis diplomanta

Poděkování:

Moje poděkování patří především vedoucímu diplomové práce Ing. Petru Lenfeldovi Ph.D za cenné odborné informace, připomínky a čas, který mi věnoval při řešení diplomové práce.

Dále děkuji nejmenované inženýrské organizaci za poskytnutí dat a informací potřebných pro zpracování Úvodního projektu.

OBSAH

SEZNAM SYMBOLŮ	8
ÚVOD	9
1 SEZNÁMENÍ S PROBLEMATIKOU	9
1.1 Technologický základ procesu krakování.....	9
1.2 Technologie hydrogenačního krakování.....	12
2 TECHNICKÉ ZADÁNÍ	15
2.1 Charakteristika procesu.....	15
2.2 Specifikace zadání	15
2.3 Diskuze k zadání	17
2.4 Sběr údajů	18
3 MODELOVÁNÍ PROCESU	18
3.1 Modelování procesu destilace v ChemCadu	19
3.1.1 Termodynamický popis procesu.....	20
3.1.2 Aplikace destilačních křivek	22
3.1.3 Modelování procesu destilace	26
3.1.4 Optimalizace umístění nástřikového patra	26
3.1.5 Výsledky modelování	26
4 KONTROLNÍ VÝPOČTY ZAŘÍZENÍ	27
4.1 Hydraulický výpočet kolony	27
4.1.1 Algoritmus výpočtu	28
4.1.2 Určení výpočetních podmínek.....	29
4.1.3 Vstupní parametry a výsledky	31
4.1.4 Vyhodnocení výsledků.....	31
4.2 Kondenzátor	32
4.2.1 Specifika tepelného výpočtu kondenzátoru (s inertním plynem)	32
4.3 Vzduchem chlazený kondenzátor.....	37
4.3.1 Algoritmus výpočtu	37
4.3.2 Vstupní parametry a výsledky	38
4.3.3 Vyhodnocení výsledků.....	39
4.4 Vodou chlazený kondenzátor.....	39
4.4.1 Princip výpočtu vodou chlazeného kondenzátoru	39
4.4.2 Algoritmus výpočtu	40
4.4.3 Vstupní parametry a výsledky	41
4.4.4 Vyhodnocení výsledků.....	42
4.5 Refluxní nádrž	42
4.5.1 Princip výpočtu.....	42
4.5.2 Algoritmus výpočtu	44
4.5.3 Vstupní údaje a výsledky	45
4.5.4 Vyhodnocení výsledků.....	45
4.6 Čerpadla	45
4.6.1 Refluxní čerpadlo.....	46
4.6.2 Návrh průměru potrubí.....	46
5 ZÁVĚR.....	49
6 SEZNAM POUŽITÉ LITERATURY	50
SEZNAM PŘÍLOH.....	52
PŘÍLOHA 1: Zjednodušený úvodní projekt destilačního uzlu	53
PŘÍLOHA 2: Výsledky z modelování destilace v ChemCadu.....	85

PŘÍLOHA 3: Výsledky z modelování vzduchem chlazeného kondenzátoru v ChemCadu ..	132
PŘÍLOHA 4: Výsledky z modelování vodou chlazeného kondenzátoru v ChemCadu	147

SEZNAM SYMBOLŮ

<i>symbol</i>	<i>význam</i>	<i>jednotka</i>
A	<i>plocha výměny tepla</i>	m^2
A	<i>teplosměnná plocha</i>	m^2
$d_{\check{c}}$	<i>průměr částice</i>	m
\dot{Q}	<i>přenášené teplo</i>	J
\dot{Q}_G	<i>teplo přenášené z páry do kondenzátu</i>	J
\dot{Q}_l	<i>přenášené latentní teplo</i>	J
\dot{Q}_L	<i>zjevné teplo odváděné z kapaliny</i>	J
\dot{Q}_V	<i>zjevné teplo odváděné z páry</i>	J
f	<i>fugacita</i>	Pa
g	<i>gravitační konstanta</i>	$m.s^{-2}$
H_v	<i>výtláčná výška</i>	m
H_g	<i>geodetická výška</i>	m
H_{ZS}	<i>ztrátová výška</i>	m
K_i	<i>rovnovážný poměr</i>	-
K	<i>usazovací konstanta</i>	$m.s^{-1}$
P	<i>tlak</i>	Pa
ΔP_{SV}	<i>tlakový spád mezi aparáty na sání a výtlaku čerpadla</i>	Pa
x	<i>molární zlomek látky v kapalně fázi</i>	-
y	<i>molární zlomek koncentrace látky v plynné fázi</i>	-
U'	<i>souč. prostupu tepla z rozhraní kapalina - pára do chladiwa</i>	$W.m^{-2}K^{-1}$
u_g	<i>usazovací rychlost</i>	$m.s^{-1}$
T_i	<i>teplota kondenzace</i>	K
T_C	<i>teplota chladiwa</i>	K
T_E	<i>teplota kondenzátu</i>	K
Z	<i>Z parametr</i>	-
α_G	<i>součinitel přestupu tepla konvekcí z parní fáze na povrch kondenzátu</i>	$W.m^{-2}K^{-1}$
μ	<i>chemický potenciál</i>	J/mol
Φ	<i>fugacitní koeficient</i>	-
ρ	<i>hustota</i>	kg/m^3
ζ	<i>součinitel tření při usazování</i>	-

horní index

L	kapalná fáze
V	plynná fáze (parní fáze)

dolní index

L	kapalná fáze
V	plynná fáze
i	i-tá složka, i-tý segment (člen)

ÚVOD

Tématem předkládané diplomové práce je vypracování zjednodušeného Úvodního projektu (Basic Engineeringu) destilačního uzlu.

Cílem takového projektu je vypracování podkladů pro následné zpracování detailního návrhu procesního zařízení. V rámci Úvodního projektu se vypracovávají:

- hmotová a energetická bilance procesu,
- zjednodušená a podrobná technologická schémata procesu (PFD a PID)
- základní specifikace zařízení, potrubí a instrumentace.

Zadání diplomové práce bylo získáno od nejmenované inženýrské organizace a jedná se o skutečný řešený úkol. Zadáním je zpracování Úvodního projektu pro rekonstrukci destilačního uzlu zvaného Debutanizér. Vzhledem k tomu, že se jedná o rekonstrukci existující jednotky, postup Úvodního projektu se poněkud liší od návrhu nového zařízení - v rámci projektu rekonstrukce se převážně ověřuje použitelnost stávajícího zařízení pro nové provozní podmínky. Nové zařízení se navrhuje pouze v případě, že stávající zařízení nelze použít (ani po úpravě).

Výpočty spojené s vypracováním úvodního projektu byly prováděny jak pomocí komerčních výpočtových programů, tak i pomocí vlastnoručně sestavených programů v MS Excel.

Postup řešení Úvodního projektu

- 1) Seznámení s problematikou (technologický základ procesu)
- 2) Technické zadání projektu (analýza zadání, příprava podkladů)
- 3) Modelování procesu
- 4) Kontrolní výpočty zařízení
 - kontrolní výpočet hydrauliky kolony, návrh úprav
 - kontrolní výpočet kondenzátorů, návrh úprav
 - kontrolní výpočet refluxní nádrže, návrh úprav
 - ověření kapacity čerpadel, návrh úprav
 - ověření kapacity potrubí, návrh úprav
- 5) Vypracování dokumentace Úvodního projektu (Basic Engineeringu)

1 SEZNÁMENÍ S PROBLEMATIKOU

1.1 Technologický základ procesu krakování

Z ropných produktů jsou v současné době nejžádanější motorová paliva – benzín, motorová nafta a letecký petrolej. Tyto produkty se z ropy získávají atmosférickou destilací. Uvedené nejcennější frakce jsou v ropě zastoupeny v relativně malém množství. Zbytek po atmosférické destilaci (mazut) je obtížně využitelný jako palivo a obvykle se zpracovává vakuovou destilací na surovinu pro výrobu mazacích olejů. Vzhledem k velkému podílu mazutu v ropě je proto v současnosti stále populárnější zpracování mazutu na paliva pomocí tzv. krakování [17], [10], [4], [3].

Krakování je proces, při kterém se těžké uhlovodíky (oleje) působením vysokých teplot a tlaku štěpí na lehčí uhlovodíky (paliva). Proces štěpení může probíhat za přítomnosti a nebo bez přítomnosti katalyzátoru.

Typy krakování:

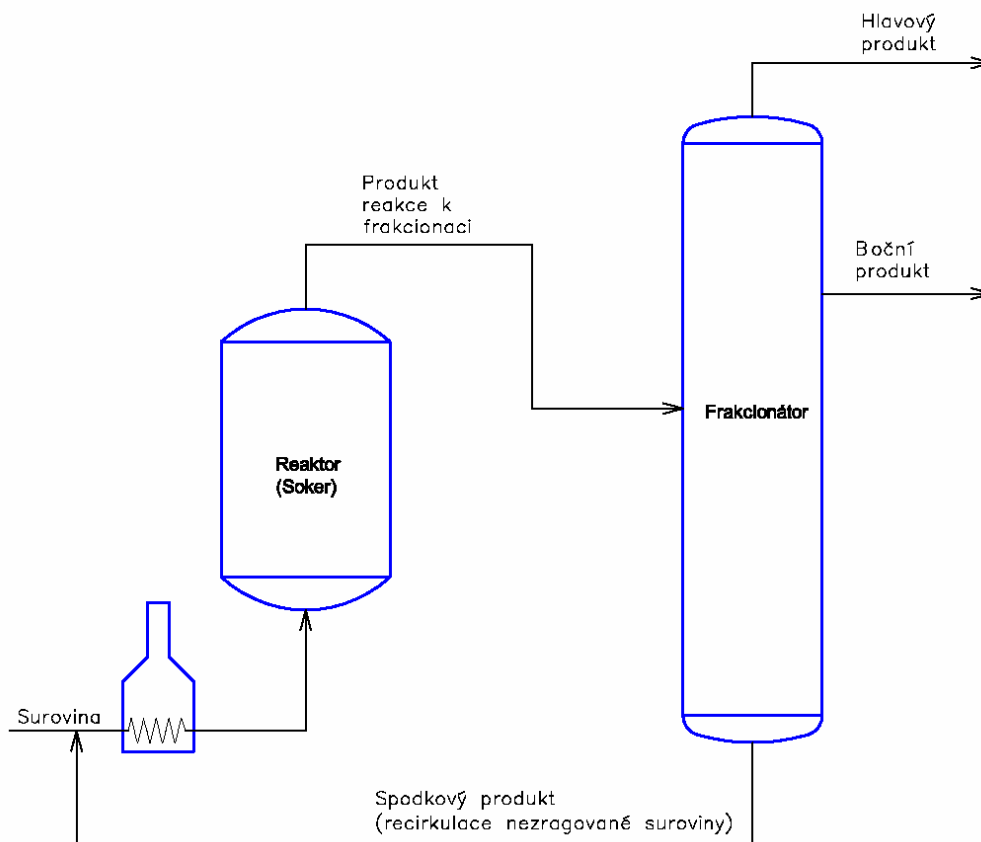
- tepelné krakování
- katalytické krakování
- hydrogenační krakování

Základními uzly procesu krakování jsou:

- Reakce: surovina se štěpí na lehčí uhlovodíky
- Separace: rozštěpené uhlovodíky se destilací oddělí od nezreagované suroviny a rozdělí se na frakce

Tepelné krakování

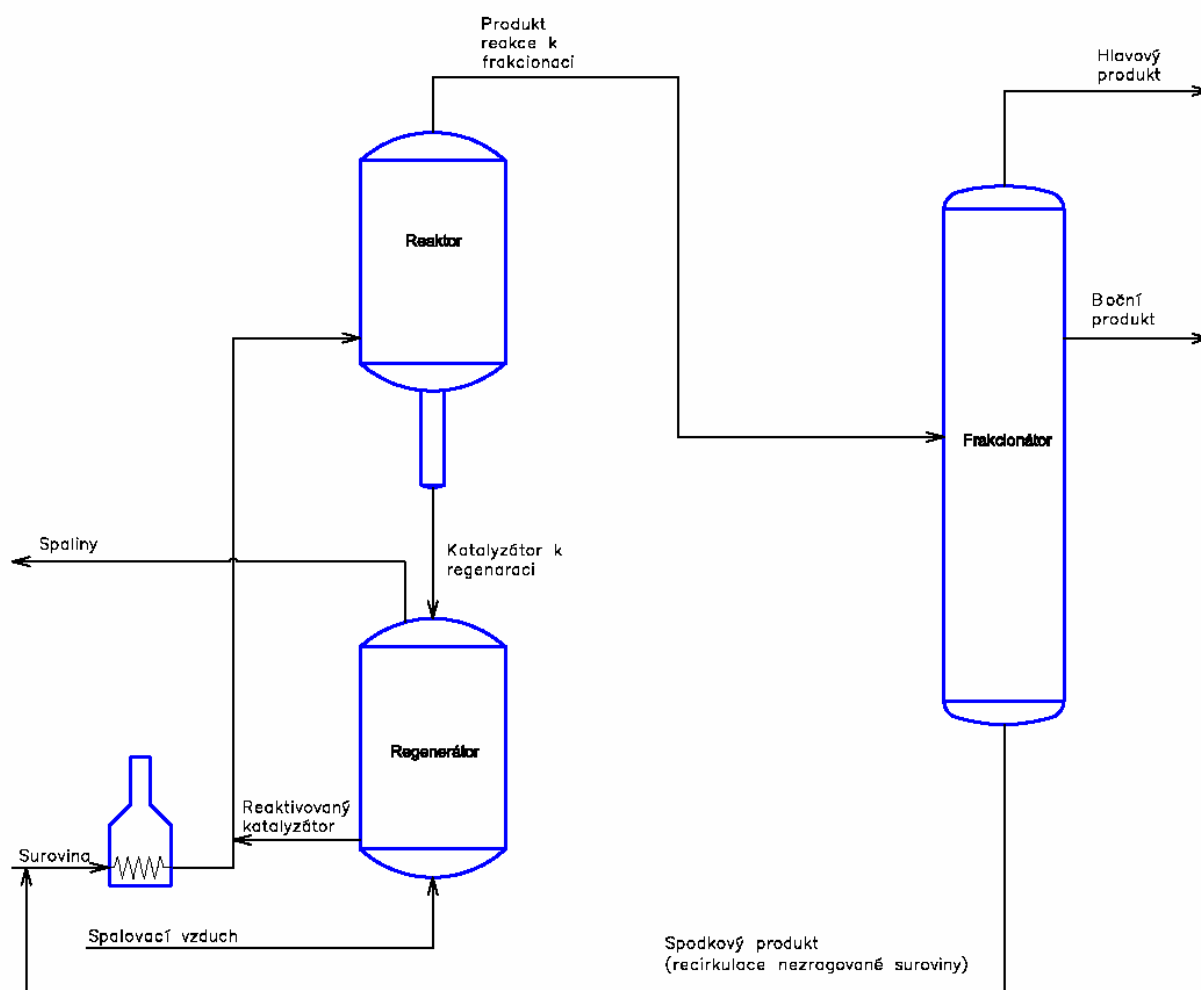
Tepelné krakování je nejstarším štěpným procesem. Technologické schéma základního uzlu je uvedeno na obrázku (Obr. 1.1). Jako surovina se používá mazut, který je spodkovým produktem atmosférické destilace. Surovina je podrobena vysoké teplotě a tlaku (asi 800 °C a 700 kPa). Za těchto drsných podmínek dojde k rozštěpení, přeskupení a k překombinování uhlovodíkových molekul. Krakování probíhá v reaktorech, kde se surovina udržuje na vysoké teplotě a za vysokého tlaku tak dlouho, dokud se požadované množství těžkých uhlovodíků nerozloží na lehké uhlovodíky. Nevýhodou tohoto způsobu krakování je vznik velkého množství nežádoucího koksu a nenasyčených uhlovodíků, které způsobují nestabilitu produktů. Nestabilní uhlovodíky je možné stabilizovat následnou hydrogenací [3].



Obr. 1.1 Schéma tepelného krakovacího zařízení

Fluidní katalytické krakování

Fluidní katalytické krakování (Obr. 1.2), stejně jako tepelné krakování, štěpí a přeskupuje složité a těžké uhlovodíkové molekuly na více žádoucí lehké uhlovodíky (benzín, nafta, petrolej a LPG). Na rozdíl od tepelného štěpení se katalytické krakování provádí za přítomnosti katalyzátoru, který umožňuje krakování provádět za nižších teplot (asi 500 °C) a výrazně nižších tlaků (asi 200 kPa), navíc za vzniku kvalitnějších produktů. Touto technologií lze, na rozdíl od tepelného krakování, zpracovávat relativně „čistou“ surovinu, aby nedošlo k příliš rychlému zanesení katalyzátoru. Z tohoto důvodu se jako surovina používají převážně destiláty z vakuové destilace [3].

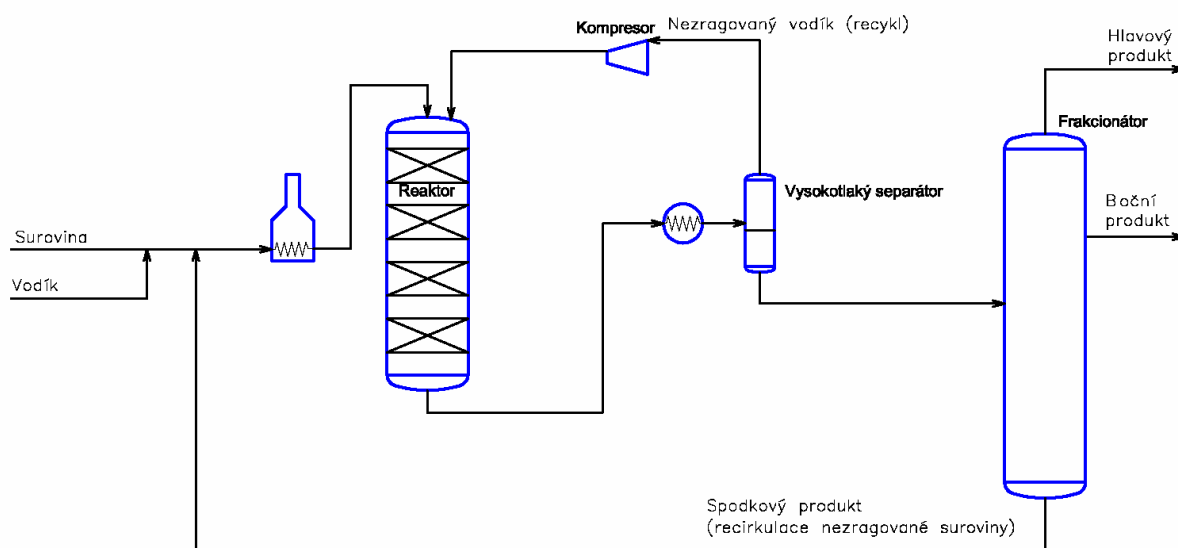


Obr. 1.2 Schéma fluidního katalytického krakovacího zařízení

Hydrogenační krakování (hydrokrak)

Hydrokrak (Obr. 1.3) dnes hraje nezastupitelnou roli ve výrobě pohonných hmot. Hydrokrak je dvoustupňový proces složený z katalytického krakování a hydrogenace. Těžké uhlovodíkové frakce jsou štěpeny na lehké uhlovodíky za přítomnosti vodíku. Přítomný vodík eliminuje tvorbu koksu, nenasycených uhlovodíků a zároveň produkty odsiřuje. Hydrogenace se provádí za velmi vysokých tlaků (až 10 - 15 MPa) a za teplot až 450 °C, v závislosti na zpracovávané surovině a použitém katalyzátoru. Typickou surovinou pro hydrokrak jsou destiláty z vakuové kolony [3].

Destilační uzel řešený v této diplomové práci je součástí jednotky hydrokraku, proto se blíže věnujeme technologii hydrokraku.



Obr. 1.3 Schéma hydrokrakovacího zařízení

1.2 Technologie hydrogenačního krakování

Schéma uzlu hydrogenačního krakování je znázorněn na obrázku Obr. 1.4.

Surovina je protlačována vysokotlakým čerpadlem přes soustavu výměníků a procesní pec do hydrogenačního reaktoru. V hydrogenačním reaktoru probíhají reakce, kterými se ze suroviny odstraňují nežádoucí sirné a dusíkaté sloučeniny. Až poté prochází surovina krakovacími reaktory, kde dochází k vlastnímu štěpení těžkých uhlovodíků. Jako katalyzátor se používá např. paladium.

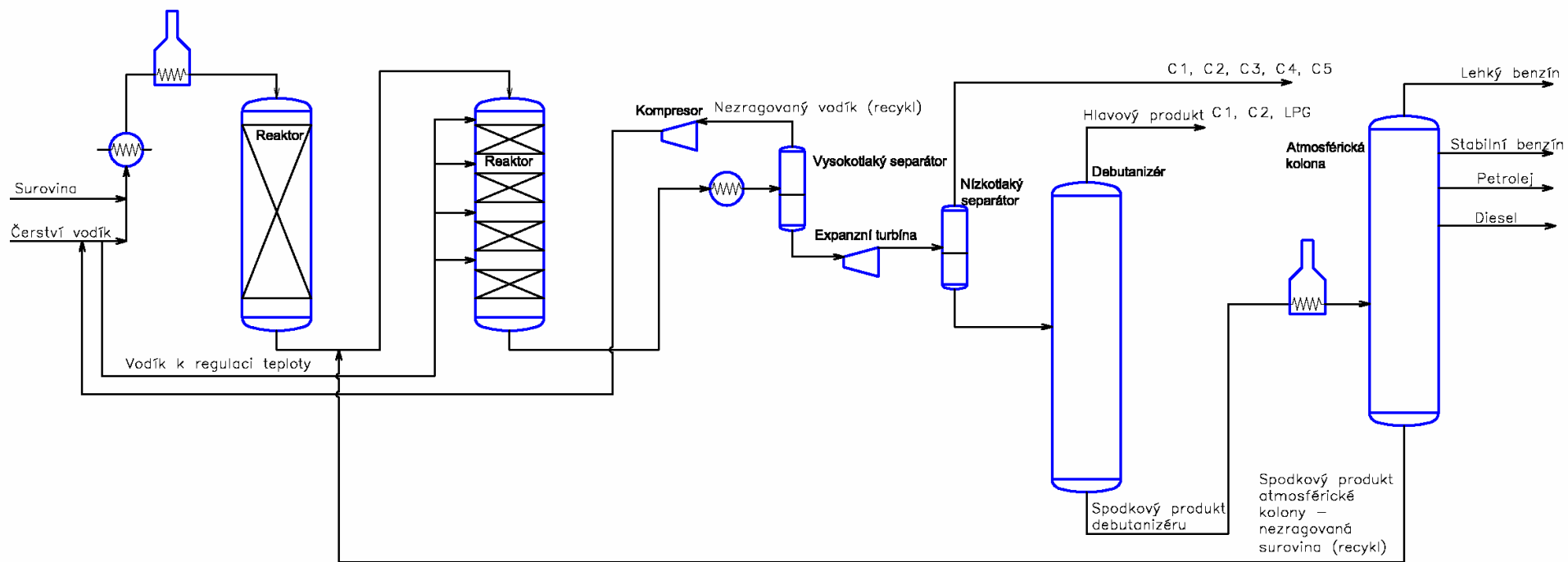
Krakování je exotermická reakce. Teplota v reaktoru se udržuje nastříkáváním chladnějšího cirkulačního vodíkového plynu.

Konstantní teplota na vstupu do reaktoru se udržuje soustavou výměníku tepla, dále ohřevem cirkulačního vodíkového plynu a cirkulačního oleje (nezeagované suroviny).

Produkty z druhého reaktoru odcházejí přes výměníky tepla do vysokotlakového separátoru, kde se odděluje nezeagovaný vodík. Ten je cirkulačním kompresorem veden zpět do reaktoru. Reakční úbytek vodíku je doplňován z výroby vodíku.

Kapalná fáze z vysokotlakého separátoru je vedena do nízkotlakého separátoru přes expanzní turbínu, na které se redukuje tlak z 15 na 2 MPa. Tlaková energie se používá na pohon nástríkového čerpadla.

V nízkotlakém separátoru se rozdělí kapalná a plynná fáze. Plynné uhlovodíky jsou vedeny na další zpracování – odsíření a separaci. Kapalně uhlovodíky odcházejí do stabilizační kolony, tzv. debutanizéru. Stabilizační kolona odděluje ze vstupující směsi lehké plyny (od metanu po butany) a hlavně kyselý sirovodík. Hlavou kolony odchází kyselý plyn a kapalný propan-butan, který se dále dopravuje k odsíření v kapalně fázi. Zbytek z debutanizéru se nastříkuje do atmosférické frakcionační kolony, kde se rozdestilují produkty krakování na benzín, petrolej a motorovou naftu. Zbytek z frakcionační kolony cirkuluje zpět ke štěpení do reaktoru nebo ho lze využít jako nástřík pro pyrolýzu [4].



Obr. 1.4 Schéma technologie hydrokraku

bylo v řešeném projektu zadáno prostřednictvím kombinace průtoku jednotlivých lehkých komponent (light ends) (Tab. 2.1) a průtokem těžké frakce, která je specifikována destilační křivkou (Tab. 2.2).

Projekční složení nástřiku

	kg/h
H ₂ O	1091,4
NH ₃	12,3
H ₂ S	1607,4
H ₂	32,3
N ₂	4,2
CH ₄	246,2
C ₂ H ₆	665,2
C ₃ H ₈	1261,9
i-Butan	1149,6
n-Butan	994,9
i-C ₅	822,6
n-C ₅	601,1
Těžká frakce	163278

Tab. 2.1 Složení nástřiku

Analýza těžké frakce

TBP	
vol%	°C
1	50,3
5	80,0
10	103,5
30	178,9
50	253,1
70	342,7
90	482,3
95	516,6
98	542,6
hustota(15°C) [kg/m ³]	789

Tab. 2.2 Výsledky destilační analýzy

Zákazníkem byly zadány požadavky na složení produktů debutanizéru:

- maximální množství i-butanu a n-butanu ve spodkovém proudě: 0,14 kmol/h
- maximální množství pentanů v LPG: 3% hm.

2.3 Diskuze k zadání

Jak již bylo zmíněno v úvodu, projekt rekonstrukce se liší od návrhu nové jednotky. Na rozdíl od projektu nové jednotky je při rekonstrukci nutné brát v úvahu možnosti stávajícího zařízení, které se snažíme maximálně využít. Proto se při řešení projektu používají kontrolní výpočty místo výpočtů návrhových. Po provedení simulace procesu a získání hmotové a energetické bilance následují kontrolní výpočty jednotlivých aparátů a posouzení možnosti jejich využití v nových podmínkách. Pokud aparát nevyhovuje novým podmínkám, je nutné upravit provozní podmínky nebo zařízení a teprve v krajním případě pořídit zařízení nové. Požadavkem zákazníka je provést rekonstrukci s co nejmenšími investičními náklady. Cílem projektu je tedy zachovat co největší množství aparátů ve stávajícím stavu.

V úvodní fázi projektu je třeba posoudit, které zařízení je omezujícím faktorem rekonstrukce. Při hledání úzkých míst procesu se orientujeme podle:

- kapacity jednotlivých kusů zařízení (vliv na dosažitelnost kapacity jednotky)
- nákladů na intenzifikaci (nebo výměnu) daného zařízení [11].

Na základě výše zmíněné analýzy byla úzkým místem shledána reboilovací pec kolony – její intenzifikace nebo dokonce výměna by byla příliš náročná, finančně i časově. Proto zůstane reboilovací pec stávající a návrh rekonstrukce ostatního zařízení se podřídí možnostem pece (maximálnímu tepelnému výkonu).

Součástí projektu je též návrh zapojení a ostrojení jednotlivých aparátů, včetně ideového návrhu měření a regulace procesu.

2.4 Sběr údajů

K vypracování projektu bylo nutné si od zákazníka vyžádat řadu dokumentů, většinou výkresů stávajícího zařízení.

Přehled dokumentace potřebné pro vypracování projektu

Zadání

- složení suroviny
- požadovaná kvalita produktů

Schémata

- PFD (Process Flow Diagram, technologické schéma jednotky)
Tento dokument znázorňuje propojení hlavních aparátů spolu s vyznačením základních údajů k jednotlivým proudům (průtok, složení, teplota, tlak). Účelem dokumentu je znázornit materiálovou a entalpickou bilanci uzlu.
- PID (Piping and Instrumentation Diagram, strojně technologické schéma)
PID je narozdíl od PFD mnohem detailnější, obsahuje veškeré strojní zařízení náležející k jednotlivým aparátům a jejich propojení (kromě nosných konstrukcí a základů) [1]. Jmenovitě PID obsahuje:
 - všechny aparáty
 - všechny potrubní větve
 - průměry jednotlivých potrubních větví
 - vyznačené potrubní třídy
 - armatury
 - instrumentaci

Údaje o stávajícím zařízení

- datasheet a charakteristika refluxního čerpadla
- datasheet a charakteristika cirkulačního čerpadla reboilovací pece
- datasheet vzduchem chlazeného kondenzátoru
(datasheet vodou chlazeného kondenzátoru se najít nepodařilo)
- datasheet reboilovací pece
- výkresy pláště kolony
- výkresy pater kolony
- výkresy vzduchem chlazeného kondenzátoru
- výkresy vodou chlazeného kondenzátoru
- výkresy refluxní nádrže

Originální dokumenty bohužel není možné přiložit z důvodu utajení.

3 MODELOVÁNÍ PROCESU

Cílem modelování procesu je provést kontrolní výpočet destilace s aktuálním počtem teoretických pater, nalezení optimálního nástřikového patra a získání hmotové a entalpické bilance, která následně slouží jako podklad ke kontrolnímu výpočtu jednotlivých aparátů.

Modelování bylo prováděno v simulačním programu ChemCad. ChemCad je jedním z komerčně dostupných simulačních programů, který mimo jiné umožňuje provádět bilanční výpočty v ustáleném i neustáleném stavu, bilanci s chemickou reakcí, počítat rovnováhu

kapalina – pára a simulace destilačních kolon. V ChemCadu lze také navrhovat tepelné výměníky, vařáky, kondenzátory a dimenzovat destilační a absorpční kolony.

Program ChemCad lze také využívat jako databázi látkových vlastností při detailních výpočtech aparátů [7].

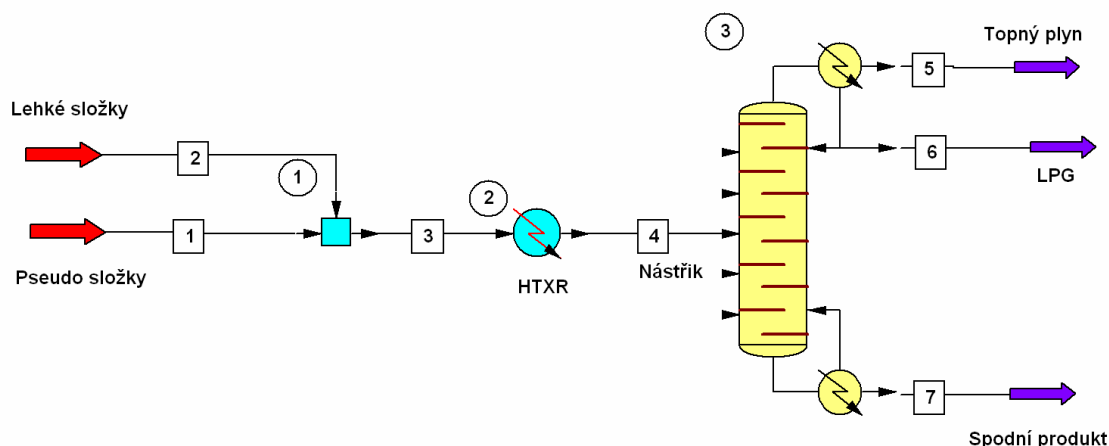
3.1 Modelování procesu destilace v ChemCadu

Na obrázku Obr. 3.1 je topologické schéma procesu destilace zadané do ChemCadu. Hlavním uzlem je kolona – debutanizér. K modelování kolony byl použit modul Tower Plus.

V zadání bylo poněkud netypicky specifikováno složení nástřiku: lehké složky byly zadány ve formě průtoku jednotlivých lehkých komponent, těžší frakce byly zadány pouze průtokem a destilační křivkou. Celkový nástřikový proud byl proto získán smícháním dvou proudů: lehkých a těžkých složek (pseudosložek).

K vyladění teploty nástřiku podle zadání slouží pomocný modul HTXR, který se v reálném procesu nevyskytuje.

Řešení simulační úlohy není nijak obtížné, zvláštností je však zadání složení proudů pomocí destilačních křivek. Proto se v dalším textu věnujeme této problematice podrobněji.



Obr. 3.1 Topologické schéma procesu destilace v ChemCadu

3.1.1 Termodynamický popis procesu

Fázová rovnováha kapalina - pára

Pro výpočet destilačních zařízení a obecně všech zařízení, kde dochází k výměně hmoty mezi fázemi, je nezbytně nutné dobře popsat vztah mezi složením kapaliny a páry v mezním stavu zvaném fázová rovnováha.

V praxi se k popisu rovnováhy kapalina-pára nejčastěji užívá některého z následujících přístupů:

- Zjednodušený přístup, založený na spojeném Raoult – Daltonově zákonu, vhodný pouze pro ideální systémy za nízkého tlaku.
- Popis založený na použití aktivitních koeficientů – vhodný zejména pro silně neideální systémy. Zjednodušeně řečeno, popis je založen na spojeném Raoult – Daltonově zákoně, který je doplněn o aktivitní koeficienty. Aktivitní koeficienty jsou získávány na základě laboratorních testů.
- Popis pomocí stavových rovnic – vhodný pro lehce neideální systémy (směsi příbuzných uhlovodíků) za vyšších tlaků, kdy již nelze použít spojený Raoult-Daltonův zákon [9].

Komponenty v procesu stabilizace produktu hydrokraku vykazují chování blízké ideálnímu systému. Stabilizace se provádí pod relativně vysokým tlakem (cca 2 MPa), proto je vhodné použít popis rovnováhy pomocí stavových rovnic.

Popis fázové rovnováhy kapalina - pára

Soustava kapalina-pára je v rovnováze ve chvíli, kdy se vyrovnají teploty a tlaky v obou fázích a z parní fáze přechází do kapalně fáze stejné množství molekul určité složky jako z kapalně fáze do parní fáze.

Obecná definice rovnováhy kapalina-pára vychází z podmínky rovnosti chemických potenciálů:

$$\mu_V = \mu_L \quad (1)$$

kde μ je chemický potenciál
 L je kapalná fáze
 V je parní fáze

Pokud v systému neprobíhá chemická reakce, lze podmínku rovnováhy vyjádřit pomocí rovnosti fugacit složky v obou fázích:

$$f_V = f_L \quad (2)$$

kde f je fugacita

Fugacita čisté složky ve stavu ideálního plynu je rovna tlaku. Pro jiný stav se fugacita čisté složky tlaku nerovná, ale můžeme ji vyjádřit z tlaku za pomoci fugacitního koeficientu

$$f = P \text{ [ideální plyn]} \quad (3)$$

$$f = \phi \cdot P \text{ [reálná tekutina]} \quad (4)$$

kde P je tlak
 ϕ je fugacitní koeficient

Fugacitu složky ve směsi můžeme vyjádřit pomocí vztahů:

$$f_i = P_i = y_i \cdot P \text{ [ideální plyn]} \quad (5)$$

$$f_i^L = \phi_i^L x_i \cdot P \text{ [reálná kapalná fáze]} \quad (6)$$

$$f_i^V = \phi_i^V y_i \cdot P \text{ [reálná plynná fáze]} \quad (7)$$

kde P_i je parciální tlak
 x je molární zlomek složky v kapalně fázi
 y je molární zlomek složky v plynné fázi

Dosazením do rovnice (2) dostáváme

$$\phi_i^V y_i \cdot P = \phi_i^L x_i \cdot P \quad (8)$$

K vyjádření závislosti složení kapalně a parní fáze se často užívá tzv. rovnovážný poměr. Rovnovážný poměr je definován jako poměr molárního zlomku dané koncentrace i-té složky v parní a kapalně fázi. Rovnovážný poměr je funkcí teploty, tlaku a složení.

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \quad (9)$$

kde K_i je Rovnovážný poměr

Úpravou rovnice (8) a dosazením do rovnice (9) získáme následující vztah pro výpočet rovnovážného poměru.

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{\phi_i^L}{\phi_i^V} \quad (10)$$

Fugacitní koeficienty v parní i kapalně fázi lze vypočítat pomocí stavových rovnic [9].

Směs uhlovodíků, zpracovávaná v koloně – debutanizéru, má chování blízké ideálnímu systému. Destilace suroviny probíhá pod relativně vysokým tlakem (cca 2 MPa), proto je vhodné k popisu rovnováhy kapalina-pára použít stavových rovnic. Ověřenou a doporučenou stavovou rovnicí pro popis řešeného systému je rovnice autorů Peng-Robinson [19].

Entalpie

Entalpie je forma tepelné energie. Je to stavová veličina a pro čistou složku lze ji vyjádřit pomocí jiných stavových veličin: teploty a tlaku. Absolutní hodnota entalpie je obtížně stanovitelná a proto entalpii využíváme především k vyjádření diferencí mezi jednotlivými stavy [15].

Pro ideální plyn je entalpie považována za veličinu nezávislou na tlaku. V reálném systému je však entalpie na tlaku závislá.

Pro stanovení entalpie v reálném systému nejčastěji využíváme výpočet entalpie s použitím stavových rovnic [2].

Látkové vlastnosti

Látkové vlastnosti hrají zásadní roli při podrobných výpočtech jednotlivých aparátů. Jako zdroj látkových vlastností chemických individuál a směsí je v této práci využívána databáze programu ChemCad. Pro výpočet látkových vlastností ropných frakcí jsou použity odhadové metody zpracované v Chemcadu.

3.1.2 Aplikace destilačních křivek

Produkty vystupující z reaktoru hydrokraku obsahují, stejně jako ropa, velmi širokou škálu složek - od nejlehčích uhlovodíků (metan) až po ty nejtěžší. Vzhledem k složitosti složení ropy není možné zjistit analýzou přesný obsah všech jednotlivých uhlovodíků, ba dokonce je nelze ani dost přesně identifikovat. Chemická analýza se proto provádí pouze u lehkých uhlovodíků (light ends). Těžší frakce, obsahující neidentifikované uhlovodíky, se pak popisují na základě hustoty a bodu varu. Fyzikální a látkové vlastnosti jednotlivých frakcí jsou odhadovány pomocí empirických vztahů [7].

Destilační křivky

Destilační křivky znázorňují závislost předdestilovaného množství vzorku na jeho teplotě varu (nebo naopak). Jednotlivé body křivky znázorňují celkové (kumulativní) množství odpařeného vzorku (obvykle v objemových procentech) při odpovídajících teplotách varu. Teplotu, při které začne vypařování, označujeme jako počáteční bod varu. Teplota, při které se odpaří poslední podíl kapaliny, se nazývá koncový bod varu [9].

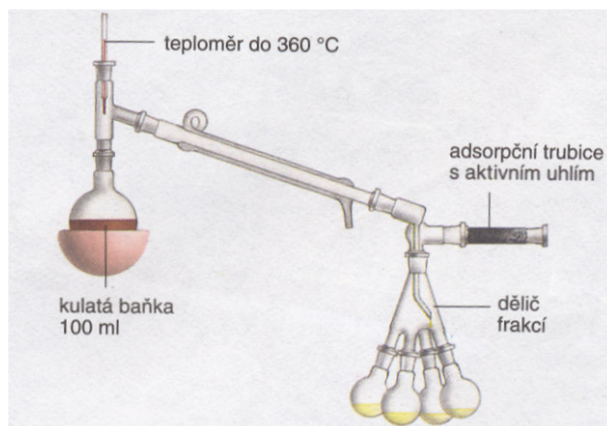
Nejčastěji používané destilační analýzy:

ASTM D86 nejjednodušší destilační analýza, prováděná za atmosférického tlaku. Používá se pro lehké a středně těžké ropné frakce.

ASTM D1160 obdobná destilační analýza prováděná za vakua. Používá se pro těžké ropné produkty [9].

Příklad destilační křivky ASTM D86

Na obrázku Obr. 3.2 je znázorněno laboratorní zařízení pro provádění destilační analýzy ASTM D86.

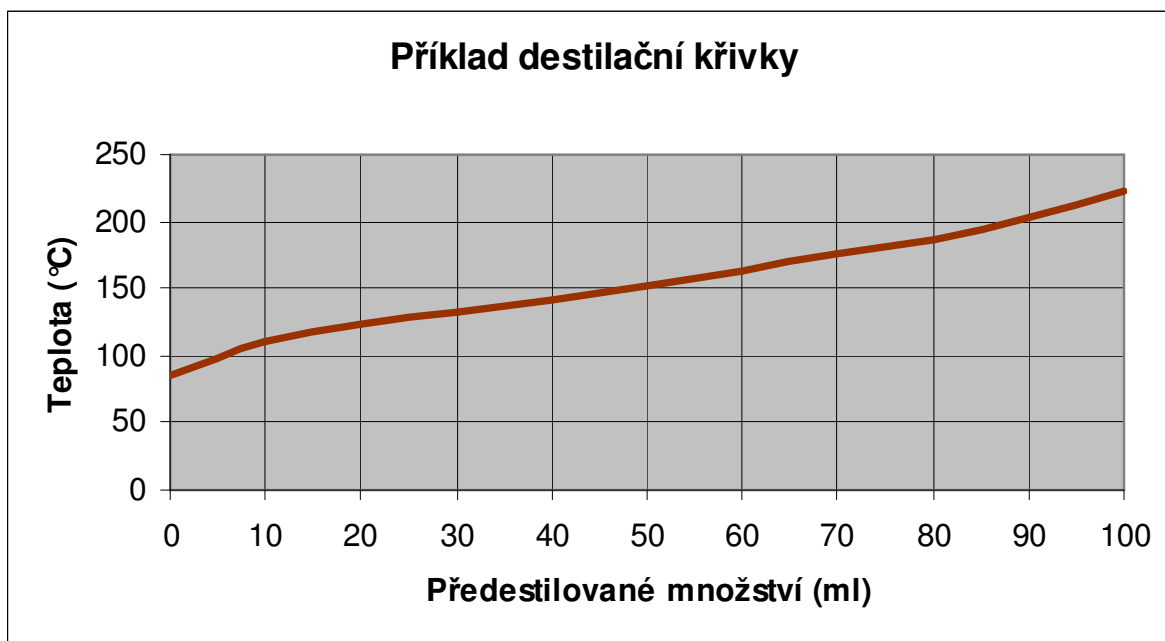


Obr. 3.2 Zařízení destilační analýzy ASTM D86

Destilační analýza ASTM D86 se provádí následujícím způsobem: Do kulaté baňky je umístěno 100 ml vzorku a tento je předepsanou rychlostí ohříván a odpařován. Po predestilování určitého množství vzorku se vždy zaznamená hodnota teploty varu (viz tabulka Tab. 3.1). Součástí výsledků destilační analýzy je hustota vzorku $d_{15,6}$ [15].

předestilované množství (ml)	Teplota (°C)
zač.	85
10	110
20	123
30	133
40	142
50	152
60	163
70	176
80	187
90	203
konec	222
střední destilační teplota t_E (°C)	154,8
sklon křivky (10-90 %) (°C/ml)	1,1625

Tab. 3.1 Tabulka výsledků destilační analýzy ASTM D86



Graf 3.1 Příklad destilační křivky ASTM D86

Zadání destilační křivky v programu ChemCadu

ChemCad umožňuje vkládat složení vstupní suroviny pomocí několika typů destilačních křivek (ASTM D86, ASTM D1160, ASTM D2887, TBP). Vložené křivky jsou přepočítány na křivku TBP dle uživatelem zvolené metody. Křivka TBP je následně rozdělena na intervaly (řezy) podle teploty varu. Velikost intervalů si může uživatel specifikovat. Z jednotlivých intervalů vytvoří ChemCad pseudosložky. Pomocí empirických vztahů jsou pro jednotlivé pseudosložky odhadnuty parametry důležité pro chemicko-inženýrské výpočty: molární hmotnost a kritické vlastnosti. K jednotlivým empirickým vztahům bohužel v ChemCad – manuálu nejsou bližší informace [7].

Složení suroviny

Složení suroviny bylo v řešeném projektu zadáno prostřednictvím kombinace průtoku jednotlivých lehkých komponent (light ends) (Tab. 3.2) a průtokem těžké frakce, která je specifikována destilační křivkou (Tab. 3.3).

Projekční složení nástřiku

	kg/h
H ₂ O	1091,4
NH ₃	12,3
H ₂ S	1607,4
H ₂	32,3
N ₂	4,2
CH ₄	246,2
C ₂ H ₆	665,2
C ₃ H ₈	1261,9
i-Butan	1149,6
n-Butan	994,9
i-C ₅	822,6
n-C ₅	601,1
Těžká frakce	163278

Tab. 3.2 Složení nástřiku

Analýza těžké frakce

TBP	
vol%	°C
1	50,3
5	80,0
10	103,5
30	178,9
50	253,1
70	342,7
90	482,3
95	516,6
98	542,6
hustota(15°C) [kg/m ³]	789

Tab. 3.3 Výsledky destilační analýzy

Volba intervalů

teplotní interval [°C]		počet pseudosložek
50	100	15
100	650	20

Tab. 3.4 Specifikace intervalů

Odhad látkových vlastností pseudosložek

K odhadu molární hmotnosti pseudosložek byla použita korelace „Chemstations“.

Pro odhad kritických vlastností byla použita metoda Lee Kesler. Tyto odhadové metody byly zvoleny pro dobrou shodu výsledků se skutečnými vlastnostmi [11].

3.1.3 Modelování procesu destilace

Pro modelování procesu destilace v programu ChemCad byl využit modul Tower Plus. Tento modul umožňuje modelovat destilační kolonu s bočními odtahy s možností stripování v bočních striperech, boční cirkulační refluxy a bočními výměníky. Důležité je, že v tomto modulu může být odtah vody prováděn z kondenzátoru nebo z kteréhokoliv patra – v reálné koloně se totiž může na horních patrech vyskytnout kapalná voda. Modul Tower Plus využívá simultánní způsob řešení soustavy rovnic [7].

Debutanizér je modelován jako kolona s vařákem a parciálním kondenzátorem s odtahem vody. Výkon vařáku je specifikován povoleným množstvím butanů odcházejících spodkem kolony (0,14 kmol/h) a množství refluxu je specifikováno povoleným množstvím pentanů v LPG (3 % hm.).

Stávající kolona je osazena 40 patry. Pro tato patra byla na základě zkušenosti uvažována účinnost 75 %. Model kolony má proto 32 rovnovážných pater (30 v koloně + vařák + kondenzátor). Předpokládanou účinnost pater je vhodné ověřit měřením v provozu, což v rámci diplomové práce bohužel nebylo možné provést.

3.1.4 Optimalizace umístění nástřikového patra

Poloha nástřikového patra má v případě debutanizéru výrazný vliv na potřebný výkon pece, resp. na složení produktů při daném výkonu pece. Proto byla poloha nástřikového patra optimalizována pro nové pracovní podmínky.

Cílem optimalizace bylo nalézt takovou polohu nástřikového patra, při které je pro dané složení produktů potřebný výkon reboilovací pece nejmenší. Principem optimalizace bylo vícenásobné modelování s různě umístěným nástřikovým patrem. Výsledky byly shrnuty do následující tabulky (Tab. 3.5). Optimálním patrem bylo vyhodnoceno 12. teoretické patro.

Závislost výkonu pece na nástřikovém patře	
Číslo teoretického nástřikového patra	MJ/h
11	57 710
12	57 620
13	57 660
14	57 930
15	58 550

Tab. 3.5 Závislost výkonu pece na nástřikovém patře

Jmenovitý výkon pece je 61 477 MJ/h. Potřebný výkon pece je 57 620 MJ/h. Reboilovací pec vyhoví novým pracovním podmínkám.

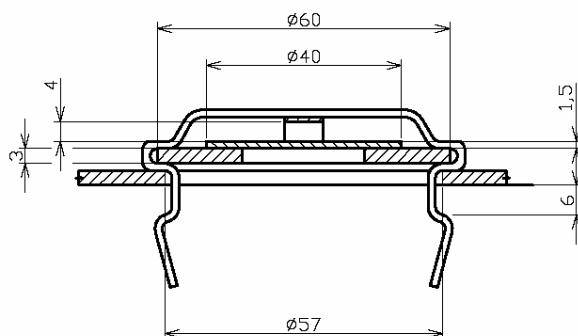
3.1.5 Výsledky modelování

Výsledkem modelování (simulace) je materiálová a entalpická bilance procesu a vnitřní toky kapaliny a páry v koloně. Podrobný výpis výsledků simulace (tzv. report) je přiložen v příloze.

4 KONTROLNÍ VÝPOČTY ZAŘÍZENÍ

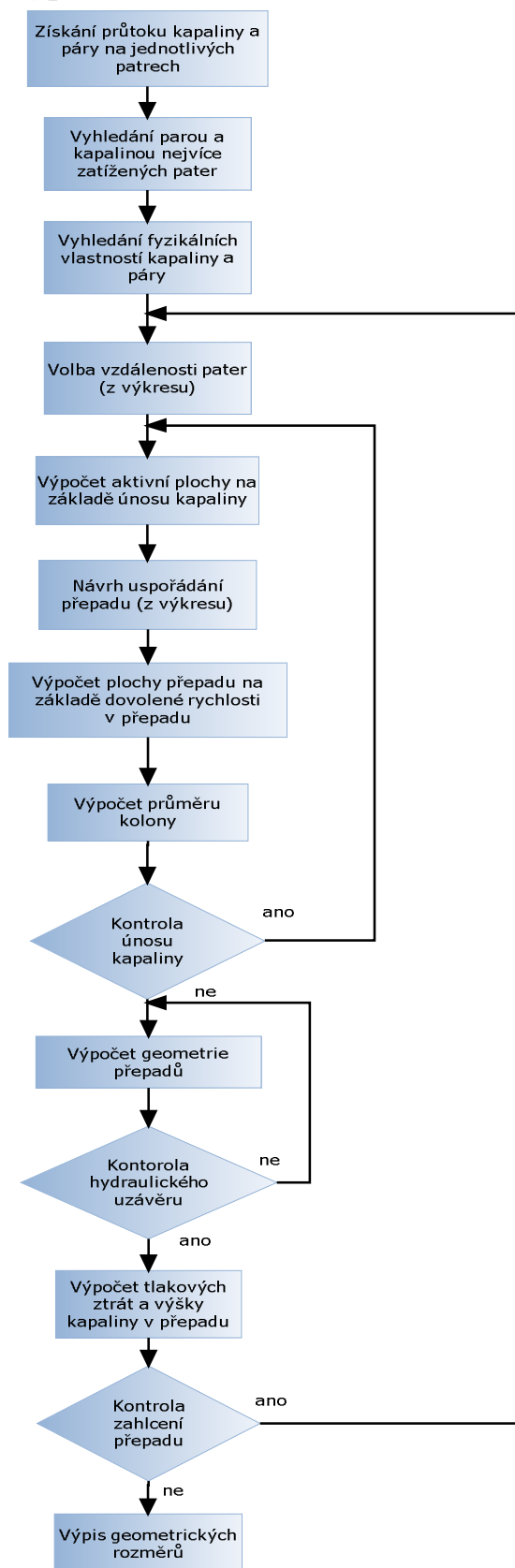
4.1 Hydraulický výpočet kolony

Destilační kolona je osazena patry s dvouzátěžovými klapkami, vyráběnými v 80. letech v Královopolské strojírně. Tato patra jsou specifická a proto pro kontrolní výpočet hydrauliky kolony není možné využít vestavěný modul ChemCadu. Pro tato patra byl v literatuře nalezen pouze návrhový výpočet [1]. Z tohoto důvodu místo kontrolního výpočtu provádíme návrhový výpočet kolony a výsledné rozměry pater z „návrhu“ jsou porovnány s rozměry stávajících pater. Návrhový výpočet geometrie kolony byl proveden ve vlastnoručně sestaveném programu pro MS Excel.



Obr. 4.1 Náčrt dvouzátěžové klapky

4.1.1 Algoritmus výpočtu



4.1.2 Určení výpočetních podmínek

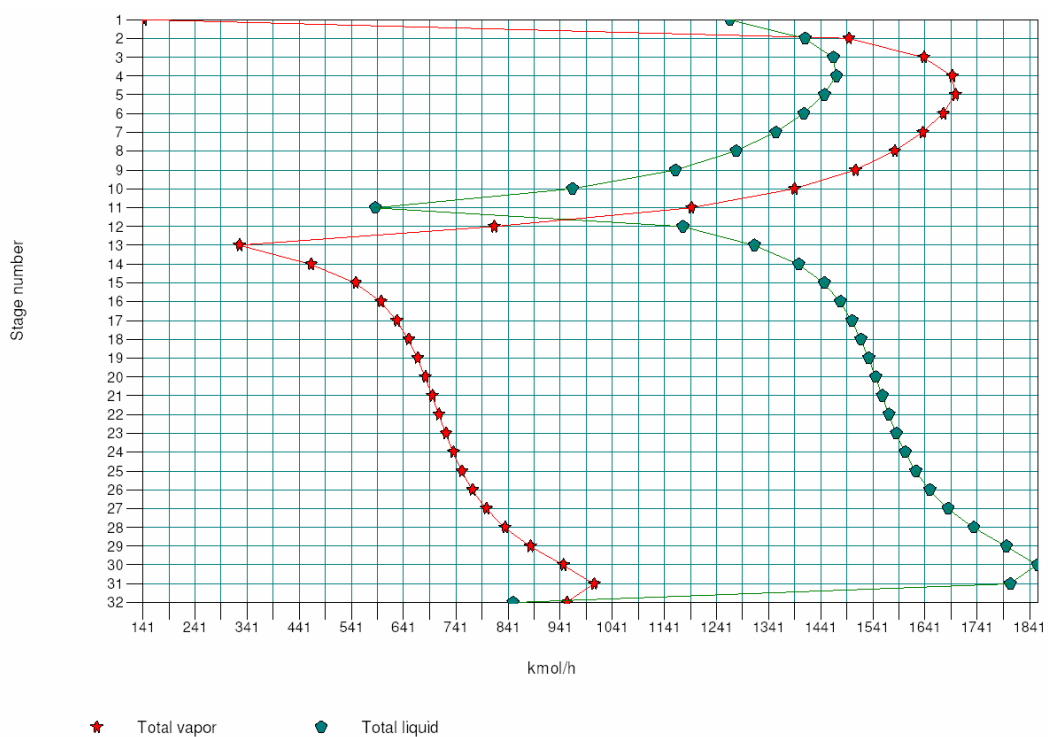
Průtoky kapaliny a par podél kolony se mění. V ideálním případě by konstrukce jednotlivých pater byla přizpůsobena místním podmínkám v té které části kolony. Tento přístup je však nepraktický (každé patro by bylo jiné a výrobně drahé) a navíc je zde značné riziko omylu, vyplývající z fluktuace podmínek (změna složení nebo množství nástřiku) a nepřesnosti návrhu. Proto se kolona z hlediska konstrukce pater dělí na sekce. V jednotlivých sekcích jsou pak patra identická, navržená na mezní podmínky v dané sekci. Sekce bývají zpravidla rozděleny místem nástřiku nebo odtahu produktů, kde dochází k výrazné změně průtoků kapaliny a páry [11]. V našem případě je kolona rozdělena na dvě sekce:

- nad nástřikem
- pod nástřikem

Pro hydraulický návrh pater v každé sekci volíme nejvyšší objemový průtok par a odpovídající průtok kapaliny.

Pro volbu návrhových podmínek byl využit profil kolony generovaný v ChemCadu (Graf 4.1). Pomocí tohoto grafu můžeme vyhledat patra s nejvyšším zatížením. Z výsledků simulačního výpočtu (reportu) byly získány i další údaje nezbytné pro výpočet. Za výpočtová patra byla zvolena patra s největším objemovým tokem páry v každé sekci. Tomu odpovídá 4. a 31. teoretické patro.

Z důvodů přemístění polohy nástřiku byl kromě pater s největším zatížením proveden také výpočet na 15. teoretickém patře, v místě bývalého nástřikového patra. Toto patro dříve pracovalo v kapalinou méně zatížené sekci nad nástřikem. Nyní bude pracovat ve více zatížené sekci pod nástřikem, protože změna pracovních podmínek je výrazná, je nezbytné provést kontrolní výpočet hydrauliky tohoto patra.



Graf 4.1 Průtok kapaliny a páry na jednotlivých patrech

Pozn.:

Stage number – Číslo teoretického patra

Total vapor – Celkový tok páry (kmol/h)

Total liquid – Celkový tok kapaliny (kmol/h)

4.1.3 Vstupní parametry a výsledky

Vstupní údaje				
Patro	4	15	31	
Procesní veličiny				
zatížení parou	93582	48373	111059	kg/h
zatížení kapalinou	86458	218058	285175	kg/h
hustota par	47,7	53,5	68,3	kg/m ³
hustota kapaliny	442,5	502,5	497	kg/m ³
tlak	20	20	20	ata
součinitel pění	1	1	1	
součinitel navýšení výkonu	1	1	1	
součinitel bezpečnosti proti zahlcení	1	1	1	
Geometrické veličiny (převzato z výkresu stávajících pater)				
výška zdvihu malé záklopy	4	4	4	mm
výška zdvihu velké záklopy	6	6	6	mm
průměr velké záklopy	60	60	60	mm
průměr malé záklopy	40	40	40	mm
rozteč záklopek	110	110	100	mm
výška jízku	53	53	53	mm
tloušťka horní klapky	1,5	1,5	1,5	mm
tloušťka dolní klapky	3	3	3	mm
vzdálenost pater	600	600	600	mm
počet chodů	2	2	2	
součinitel vzdálenosti pater	1	1	1	
Výsledky				
potřebná aktivní plocha	4,15	3,80	4,93	m ²
potřebný průměr kolony	2,60	2,80	3,20	m
potřebná plocha přepadů	0,58	1,18	1,55	m ²
potřebná délka hrany krajního přepadu	1,56	1,68	2,19	m
potřebná délka hrany středového přepadu	2,34	2,52	2,88	m
tlaková ztráta jednoho patra	131	129	147	mm kap
výška kapalného sloupce v přepadu	239	245	289	mm kap

Tab. 4.1 Vstupní parametry a výsledky

4.1.4 Vyhodnocení výsledků

Stávající kolona hydraulicky vyhoví novým podmínkám. Hlavní rozměry stávající kolony jsou vždy větší než požadované.

- průměr stávajících pater (aktivní plocha) je větší než potřebný
- výška sloupce kapaliny ani v jednom případě nepřesahuje 50 % rozteče pater.

Vyhodnocení rozměrů					
	Potřebný			Stávající	
Patro	4	15	31		
průměr kolony	2,4	2,6	3,2	4,2	m
délka hrany krajního přepadu	1,44	1,56	2,19	2,63	m
délka hrany středového přepadu	2,16	2,34	2,88	3,99	m

Tab. 4.2 Vyhodnocení výsledků

4.2 Kondenzátor

Kondenzátor je zařízení, které slouží k parciální a nebo totální kondenzaci par odcházejících z hlavy kolony. Kondenzát je veden do refluxní nádrže, kde se dělí na dvě části: první část se odvádí jako produkt (kapalný destilát) a druhá část se vrací do kolony jako reflux. Výkon kondenzátoru tedy silně závisí na velikosti refluxu.

V případě debutanizéru se část hlavového produktu odvádí v plynné podobě (inertní plyn). Tato skutečnost má výrazný vliv na práci kondenzátoru.

Pro posouzení výkonu kondenzátoru v nových pracovních podmínkách byly provedeny jeho tepelné a hydraulické kontrolní výpočty (tzv. rating). Kontrolní výpočty byly provedeny jednak pomocí programu ChemCad, a dále pak ve vlastnoručně sestaveném výpočetním programu pro MS Excel.

Systém kondenzace par odcházejících z hlavy kolony debutanizéru je řešen dvěma typy sériově zapojených kondenzátorů. Hlavové páry nejprve procházejí vzduchem chlazeným kondenzátorem a následně vodou chlazeným kondenzátorem se svazkem trubek v plášti (tzv. dochlazovačem).

Vzduchem chlazený kondenzátor tvoří čtyři vzduchem chlazené paralelně zapojené aparáty (kondenzátory). Jeden aparát tvoří dva svazky trubek a dva ventilátory. Kondenzátor je horizontální. Trubky jsou opatřeny žebrovaním pro zvýšení teplosměnné plochy na straně vzduchu. Okolní vzduch je nasáván ventilátorem a protlačován skrze svazek žebrovaných trubek. Jeden ze dvou ventilátorů má regulovatelné otáčky. Otáčky ventilátoru a tím i výkon kondenzátoru jsou řízeny podle teploty kondenzátu - požadovaná teplota kondenzátu na výstupu ze vzduchového kondenzátoru je 50 °C. Páry prochází aparátem ve třech chodech. Počet trubek v jednotlivých chodech se zmenšuje za účelem dosažení dostatečné turbulence při zmenšujícím se množství procházejících par. Materiál trubek je uhlíková ocel. Žebra jsou vyrobena z hliníku.

Za vzduchem chlazeným kondenzátorem je řazen vodou chlazený kondenzátor (dochlazovač). Jeho úkolem je dochlazovat výstupní proud ze vzduchového kondenzátoru na co nejnižší teplotu - zejména v létě, kdy samotný vzduchový kondenzátor není schopen dosáhnout požadované teploty refluxu 38 °C

Dochlazovač je svazkový trubkový kondenzátor. Do pláště je přivedena dvoufázová směs uhlovodíků. Do trubek je přivedena chladicí voda, která prochází kondenzátorem ve čtyřech chodech. V plášti jsou umístěny přepážky, které usměrňují tok dvoufázové směsi a zvyšují tak přestup tepla. Výkon dochlazovače je regulován průtokem chladicí vody.

4.2.1 Specifika tepelného výpočtu kondenzátoru (s inertním plynem)

Zatímco popis přestupu tepla na straně chladiva bývá triviální (pokud chladivo nemění fázi) a řešení je analogické klasickým výměníkům tepla, popis procesu kondenzace je výrazně

složitější, protože zároveň s výměnou tepla probíhá i výměna hmoty. Proces výměny hmoty nabývá na významu obzvláště při kondenzaci v přítomnosti inertního plynu.

Výměnu tepla při kondenzaci ovlivňuje řada faktorů. Nejdůležitější z nich jsou [5]:

- konstrukce a uspořádání zařízení
- průtok a vlastnosti kondenzujícího media
- průtok a vlastnosti chladícího media
- přítomnost nekondenzujících (inertních) plynů
- znečištění teplosměnné plochy
- charakter toku kondenzátu

Vliv konstrukce a uspořádání zařízení

Volba konstrukce a uspořádání ovlivňuje hydrauliku (charakter toku), odtok kondenzátu a inertu. Všechny tyto faktory mají přímý vliv na přestup tepla

Vliv průtoku, vlastností chladiva a procesního media

Průtok chladiva i procesního media je dán bilancí a nelze jej ovlivnit. Stejně tak teplota, tlak i složení jsou dány technologií a proto ani fyzikální vlastnosti medií nelze ovlivnit.

Vliv nekondenzujících plynů

V klasické Nusseltově představě probíhají při kondenzaci dva následné procesy:

- Molekuly kondenzujících par se vlivem tlakového spádu (sací efekt) a turbulence přiblíží k chladné stěně a zkondenzují na povrchu kondenzátu, který pokrývá stěnu trubky.
- Uvolněné kondenzační teplo je odváděno do chladícího media přes sérii odporů: vrstva kondenzátu, stěna oddělující media, vrstva odporu (fouling) a přestup tepla na straně chladiva.

V přítomnosti nekondenzujícího plynu se přidává navíc další významný odpor – difúze. Stejně jako v Nusseltově představě se molekuly kondenzujících par vlivem tlakového spádu a turbulence přiblíží ke chladné stěně a zkondenzují, nekondenzující plyn však nikoliv. Nekondenzující plyny začnou kolem chladného kondenzátu vytvářet vrstvu, přes kterou se další kondenzující páry musí „prodírat“ difúzí. Navíc díky vysoké koncentraci nekondenzujících plynů dojde k „naředění“ kondenzujících par a tím k poklesu teploty rosného bodu. Oba faktory výrazně snižují intenzitu výměny tepla v kondenzátoru a je nutné je zahrnout do výpočtu [5].

Popisu kondenzace s inertním plynem se věnovala řada autorů, z nichž neznámějšími jsou:

- Colburn
- Silver-Bell-Ghaly (SBG)

Colburnova metoda je výpočetně složitější a velmi náročná na látková data, proto většího rozšíření nedoznala. Většina používaných výpočetních metod dnes vychází z principu metody Silver-Bell-Ghaly (SBG).

Při řešení projektu byla pro výpočet kondenzátoru použita metoda SBG, proto se touto metodou budeme v dalším textu zabývat podrobněji.

Vliv znečištění

Znečištění teplosměnných ploch zvyšuje odpor proti přestupu tepla. Míra znečištění je dána vlastnostmi proudícího media a charakterem proudění. Tyto faktory jsou dány procesem a konstrukcí aparátu. Vliv zanášení se při výpočtu zohledňuje přidáním rezervy na zanášení. Velikosti doporučených odporů lze pro běžná media nalézt v odborné literatuře [5]. Zahrnutím rezervy na zanášení do výpočtu získáme větší požadovanou teplosměnnou plochu, která by měla zajistit dostatečný výkon zařízení i při znečištění teplosměnných ploch. Rezerva musí být dostatečně velká, aby zajistila dostatečný výkon aparátu až do plánované odstávky, kdy budou teplosměnné plochy vyčištěny.

Vliv charakteru toku kondenzátu

Podle klasické Nusseltovy teorie je odpor proti sdílení tepla soustředěn do vrstvy kondenzátu. Síla vrstvy kondenzátu a jeho rozložení je tedy významný faktor, který je ovlivněn charakterem proudění.

Kondenzace v trubkách

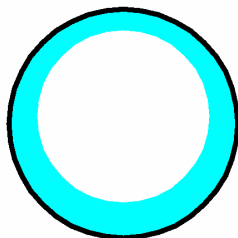
Přestup tepla při kondenzaci v horizontálních trubkách je ovlivněn zejména:

- charakterem toku vznikající dvoufázové směsi
- silou vrstvy kondenzátu
- rychlostí proudění parní fáze

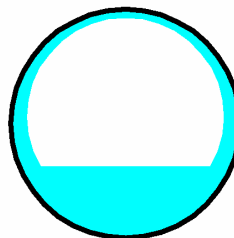
Vlivem rychlosti proudění plynné fáze může dojít ke dvěma extrémním případům proudění kapalně fáze (Obr. 4.2) [5]:

- Prstencový (anulární) režim, kdy kapalina vlivem vysokých rychlostí proudící plynné fáze vytvoří prstenec po obvodu trubky.
- Kondenzace s převládajícími gravitačními silami, kdy při nízkých rychlostech plynné fáze proudí kapalina po dně trubky. V tomto případě se součinitel přestupu tepla počítá podle výše zmíněné Nusseltovy teorie.

Mezi těmito dvěma extrémními případy se vyskytuje přechodový režim. V přechodovém režimu je součinitel přestupu tepla počítán jako vážený průměr ze součinitelů přestupů tepla obou krajních režimů.



Anulární režim



Režim s převládajícími gravitačními silami

Obr. 4.2 Režimy proudění (průřez trubkou)

Kondenzace v plášti

Pro výpočet součinitele přestupu tepla při kondenzaci na vnější straně trubky je ve výpočtu použit přístup podle Nusselta pro jednu trubku. Tento součinitel je následně upraven podle Kerna pro požadovaný počet trubek v řadě. Při výpočtu je zohledněn odpor proti přestupu tepla způsobený přítomností inertního plynu, který je spočten z proudění plynné fáze v plášti metodou flow stream analysis [5].

Metoda SBG

Výpočtová metoda SBG je přibližná metoda pro návrh kondenzátorů vícesložkových směsí. Základní předpoklady metody SBG [5]:

- předpokládá se, že teplota par kopíruje průběh kondenzační křivky
- předpokládá se, že veškeré uvolněné teplo prochází z rozhraní do chladiva

Na základě předchozích předpokladů pro teplo přenesené v přírůstku teplosměnné plochy výměníku dA platí:

$$d\dot{Q} = d\dot{Q}_l + d\dot{Q}_L + d\dot{Q}_G = U'(T_i - T_C)dA \quad (11)$$

<i>kde</i>	$d\dot{Q}$	<i>teplo přenesené v daném úseku</i>
	$d\dot{Q}_l$	<i>odvedené latentní teplo</i>
	$d\dot{Q}_L$	<i>zjevné teplo odvedené z kapaliny</i>
	$d\dot{Q}_V$	<i>zjevné teplo odvedené z páry</i>
	U'	<i>součinitel prostupu tepla z rozhraní pára – kondenzát do chladiva</i>
	T_i	<i>teplota kondenzace v daném místě</i>
	T_C	<i>teplota chladiva</i>
	dA	<i>teplosměnná plocha</i>

Tepelný tok z parní fáze je dán vztahem:

$$\frac{d\dot{Q}_G}{dA} = \alpha_G(T_E - T_i) \quad (12)$$

<i>kde</i>	$d\dot{Q}_G$	<i>zjevné teplo přenesené z parní fáze do kondenzátu</i>
	α_G	<i>konvektivní součinitel přestupu tepla pára – kondenzát</i>
	T_E	<i>teplota kondenzátu</i>

Eliminací T_i z rovnic (10) a (11) získáme:

$$\frac{d\dot{Q}}{dA} = U' \left[T_E - \frac{1}{\alpha_G} \left(\frac{d\dot{Q}}{dA} \right) - T_C \right] \quad (13)$$

Dále definujeme parametr Z jako:

$$Z = \frac{d\dot{Q}_G/dA}{d\dot{Q}/dA} = \frac{d\dot{Q}_G}{d\dot{Q}} \quad (14)$$

Dosazením parametru Z z rovnice (13) do rovnice (12):

$$\frac{d\dot{Q}}{dA} = U' \left[T_E - \frac{Z}{\alpha_G} \left(\frac{d\dot{Q}}{dA} \right) - T_C \right] = \frac{U'(T_E - T_C)}{(1 + U'Z/\alpha_G)} \quad (15)$$

Integrací rovnice (14) získáme teplosměnnou plochu A .

$$A = \int_0^{\dot{Q}_r} \frac{(1 + ZU'/\alpha_G) d\dot{Q}}{U'(T_E - T_C)} \quad (16)$$

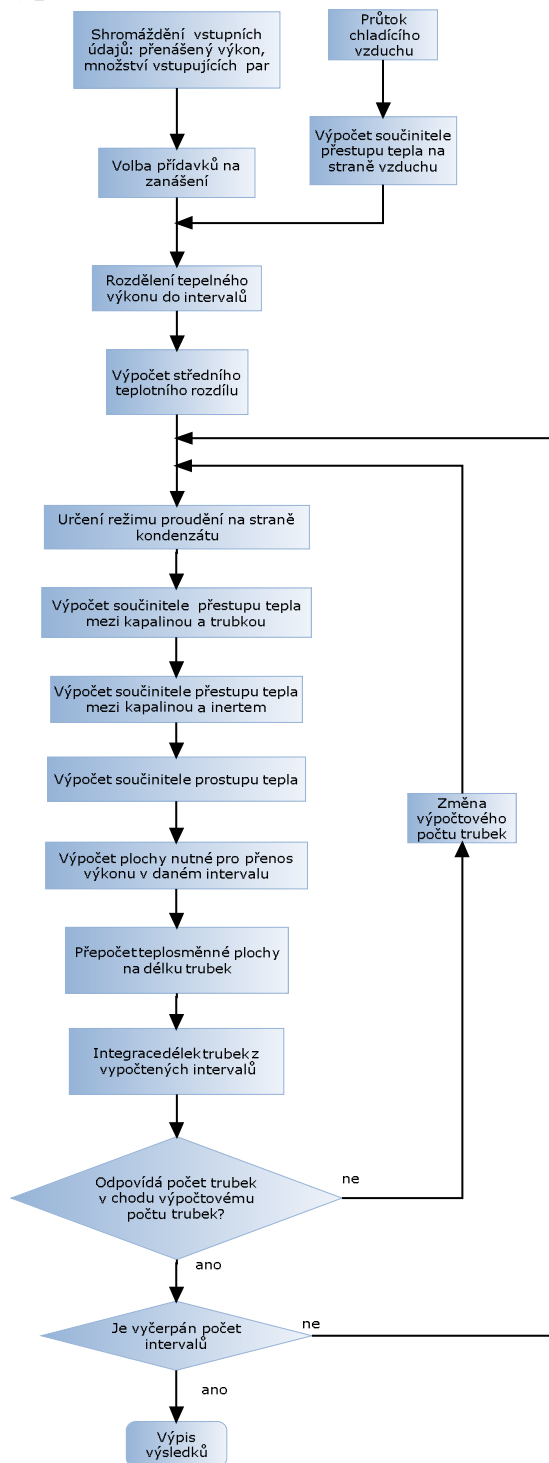
Kondenzující směs při průchodu kondenzátorem výrazně mění svoje parametry, a to nejen látkové vlastnosti, ale hlavně množství páry a tedy i rychlosti proudění. Proto je kondenzátor pro výpočet rozdělen na úseky (zóny) s konstantními středními parametry. Dělení na úseky se obvykle provádí pomocí entalpických nebo teplotních kroků (řezů). Pro kondenzaci se dává přednost dělení entalpickými řezy. V jednotlivých zónách je z aktuálních parametrů prováděn výpočet velikosti teplosměnné plochy nutné pro přenesení tepelného výkonu připadajícího na jednotlivé zóny a celková potřebná plocha se určí následnou integrací.

Při výpočtu je nutno zohlednit geometrické uspořádání kondenzátoru, jako je vícechodé uspořádání, křížový tok atd. Geometrické uspořádání je možné do výpočtu zahrnout v zásadě dvěma způsoby:

- Rozdělením na trojdimenzionální pole (přístup používaný v komerčních programech)
- Použitím korekčního F faktoru. Pro výpočet uvažujeme protiproudé upořádání a korekčním faktorem upravujeme velikost hnací síly (střední teplotní rozdíl). Velikost korekčního faktoru je možné nalézt v odborné literatuře [5].

4.3 Vzduchem chlazený kondenzátor

4.3.1 Algoritmus výpočtu



4.3.2 Vstupní parametry a výsledky

1	Vstupní údaje		
2	Procesní		
3	průtok procesního media	68700	kg/h
4	průtok vzduchu	315275	m ³ /h
5	výkon kondenzátoru	21874	MJ/h
6	teplota procesního media na vstupu	78	°C
7	teplota procesního media na výstupu	50	°C
8	rychlost vzduchu	3,07	m/s
9	teplota vzduchu na vstupu	32	°C
10	tepelná vodivost vzduchu	0,0257	W/m.K
11	tepelná kapacita vzduchu	1004	J/kg.K
12	viskozita vzduchu	0,02	mPa.s
13	hustota vzduchu	1,25	kg/m ³
14	počet intervalů	8	
15	Technologické		
16	přídavek na zanášení vnitřní strana trubek	0,000350	m ² .K/W
17	přídavek na zanášení vnější strana trubek	0,000175	m ² .K/W
18	Geometrie		
19	vnitřní průměr trubky	18,6	mm
20	vnější průměr trubky	25,4	mm
21	délka trubek	12000	mm
22	šířka svazku	2375	mm
23	rozteč trubek v čelním směru	65	mm
24	rozteč trubek v podélném směru	56	mm
25	počet trubek v řadě	36	
26	počet chodů v trubkách	3	
27	počet trubek v chodu 1	80	
28	počet trubek v chodu 2	60	
29	počet trubek v chodu 3	40	
30	průměr žeber	57	mm
31	vzdálenost mezi žebry	1,903	mm
32	tloušťka žebra	0,406	mm
33	výška žebra	15,8	mm
34	počet paralelně zapojených kondenzátorů	8	
35	tepelná vodivost trubek	45	W/m.K
36	tepelná vodivost hliníku	205	W/m.K
37	Výsledky		
38	součinitel přestupu tepla na straně vzduchu (vztaženo na hladkou trubku)	998	W/m ² .K
39	stř. hodnota souč. přestupu tepla kapalina - trubka	1049	W/m ² .K
40	stř. hodnota souč. přestupu tepla pára - kapalina	277	W/m ² .K
41	stř. hodnota souč. prostupu tepla vzduch - kapalina	331	W/m ² .K
42	stř. hodnota celkového souč. prostupu tepla	300	W/m ² .K
43	potřebná teplosměnná plocha	100	m ²
44	odpovídající délka svazku	5,9	m
45	teplota vzduchu na výstupu	42,8	°C

Tab. 4.3 Vstupní parametry a výsledky výpočtu vzduchem chlazeného kondenzátoru

4.3.3 Vyhodnocení výsledků

Z výsledků uvedených v Tab. 4.3 je zřejmé, že vzduchem chlazený kondenzátor vyhoví novým pracovním podmínkám. Stávající teplosměnná plocha je o 100 % větší než plocha potřebná. Teplota odcházejícího chladícího vzduchu je pouze 42,8 °C, původní design uvažoval 55 °C

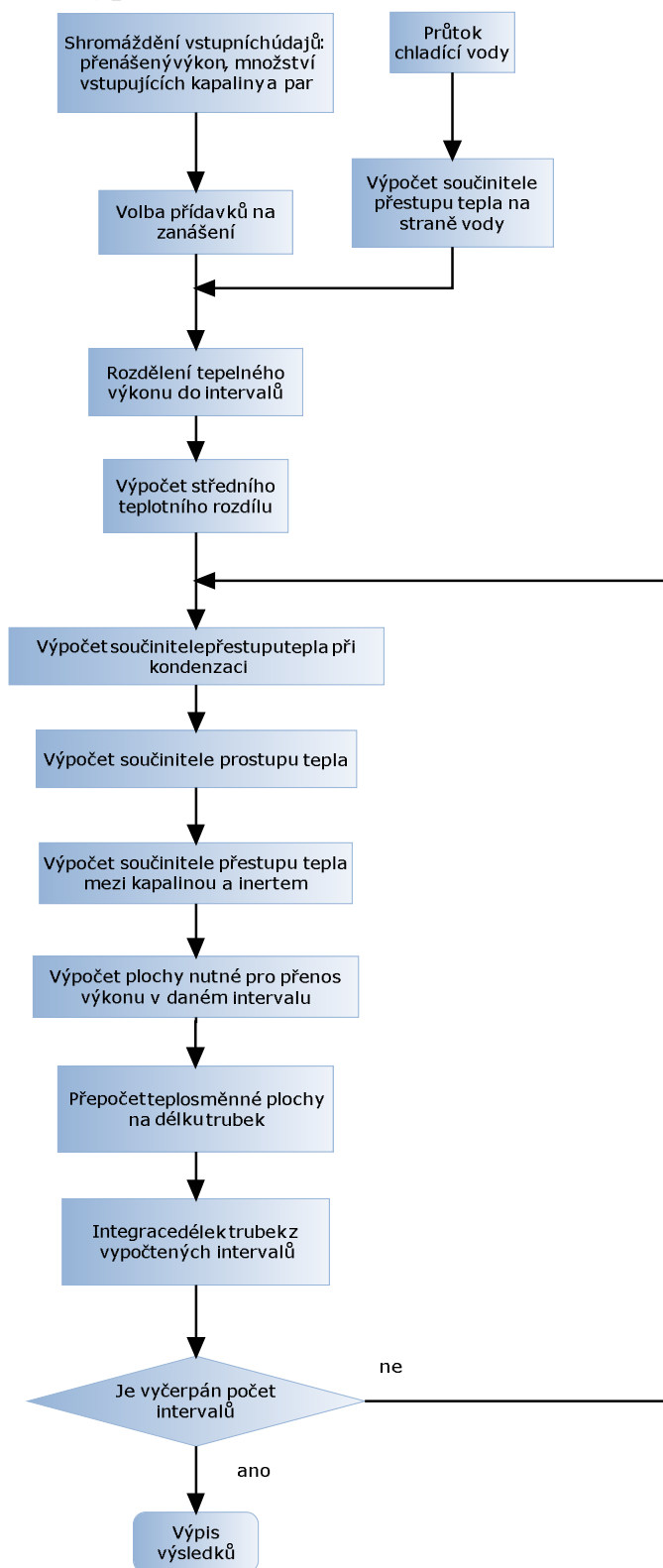
Výsledky kontrolního výpočtu v programu ChemCad jsou přiloženy v příloze. Výsledky se přibližně shodují s výpočtem provedeným ve vlastnoručně sestaveném programu.

4.4 Vodou chlazený kondenzátor

4.4.1 Princip výpočtu vodou chlazeného kondenzátoru

Pro výpočet součinitele přestupu tepla při kondenzaci na straně pláště byla pro svoji jednoduchost použita Nusseltova teorie. Tato teorie uvažuje kondenzaci na vnějším povrchu jedné samostatné trubky. V posuzovaném kondenzátoru je v plášti umístěno několik trubek v řadě nad sebou, kondenzát stékající z horních trubek na spodní zhoršuje podmínky pro odvod tepla. Pro zohlednění víceřadého uspořádání byl využit empiricky stanovený opravný součinitel podle Kerna. Při výpočtu je zohledněn odpor proti přestupu tepla způsobený přítomností inertu. Přídavný odpor je závislý zejména na rychlosti proudění parní fáze. Pro určení součinitele přestupu tepla v plášti byla použita metoda flow stream analysis. Vliv inertu byl zahrnut pomocí metody SBG [5].

4.4.2 Algoritmus výpočtu



4.4.3 Vstupní parametry a výsledky

1	Vstupní údaje		
2	Procesní		
3	výkon kondenzátoru	4125	MJ/h
4	průtok procesního média	68700	kg/h
5	teplota procesního média na vstupu	50,0	°C
6	teplota procesního média na výstupu	38,0	°C
7	průtok chladicí vody	99000	m3/h
8	teplota chladicí vody na vstupu	28,0	°C
9	tepelná vodivost chladicí vody	0,598	W/m.K
10	tepelná kapacita chladicí vody	4183	J/kg.K
11	viskozita chladicí vody	0,8	mPa.s
12	hustota chladicí vody	996	kg/m3
13	Technologické		
14	přídavek na zanášení - vnitřní strana trubek	0,000350	m2.K/W
15	přídavek na zanášení - vnější strana trubek	0,000175	m2.K/W
16	Geometrie		
17	vnitřní průměr trubky	15	mm
18	vnější průměr trubky	20	mm
19	rozteč trubek	28	mm
20	počet trubek	1557	
21	délka trubek	6000	mm
22	vnitřní průměr pláště	1400	mm
23	počet chodů v trubkách	4	
24	počet trubek v chodu 1	400	
25	počet trubek v chodu 2	397	
26	počet trubek v chodu 3	382	
27	počet trubek v chodu 4	379	
28	průměr svazku trubek	1250	mm
29	tepelná vodivost trubek	45	W/m.K
30	tloušťka přepážky	10	mm
31	počet přepážek	12	
32	vzdálenost mezi přepážkami	381	mm
33	počet paralelně zapojených kondenzátorů	1	
34	počet intervalů	5	
35	Výsledky		
36	součinitel přestupu tepla na straně chladiva	1874	W/m2.K
37	stř. hodnota souč. přestupu tepla kapalina - trubka	1327	W/m2.K
38	stř. hodnota souč. přestupu tepla pára - kapalina	143	W/m2.K
39	stř. hodnota souč. prostupu tepla chladivo - kondenzát	446	W/m2.K
40	stř. hodnota celkového souč. prostupu tepla	390	W/m2.K
41	požadovaná teplosměnná plocha	325	m2
42	odpovídající délka svazku	3,4	m
43	teplota chladicí vody na výstupu	38,0	°C

Tab. 4.4 Vstupní parametry a výsledky výpočtu vodou chlazeného kondenzátoru

4.4.4 Vyhodnocení výsledků

Z výsledků uvedených v Tab. 4.4 je zřejmé, že dochlazovač vyhoví novým pracovním podmínkám. Stávající teplosměnná plocha je o 70 % větší, než plocha požadovaná.

Výsledky kontrolního výpočtu prováděném v programu ChemCad jsou přiloženy v příloze a přibližně se shodují s výsledky výpočtu provedeného ve vlastnoručně sestaveném programu.

4.5 Refluxní nádrž

Refluxní nádrž je zásobník válcového tvaru, sloužící jako vyrovnávací nádrž a separátor dvou (tří) fázové směsi přicházející z kondenzátoru. Podle uspořádání se zásobníky dělí na horizontální a vertikální. V našem případě se jedná o horizontální refluxní nádrž s kalníkem pro odvod vody. Směs přicházející z kondenzátorů je rozdělována na tři fáze. Z plynné fáze je oddělována kapalná směs LPG a vody a z kapalně fáze je oddělována voda.

Pro posouzení vhodnosti stávající refluxní nádrže pro nové pracovní podmínky byl proveden návrhový výpočet [14]. Rozměry „nové“ refluxní nádrže byly porovnány s rozměry stávajícího zařízení. Návrhový výpočet refluxní nádrže byl proveden ve vlastnoručně sestaveném programu pro MS Excel.

4.5.1 Princip výpočtu

Refluxní zásobník musí zajistit:

- dokonalou separaci fází (L-L, V-L)
- čas pro reakci regulace či obsluhy na výkyvy hladiny

Z těchto kritérií lze stanovit potřebný objem reflexního zásobníku. Při návrhu je nutné uvažovat také optimální poměr délky a průměru nádrže pro dosažení co nejnižších pořizovacích nákladů.

Separace fází

Separace fází v refluxní nádrži je založena na usazování kapek v gravitačním poli. Dvou (tří) fázová směs pomalu postupuje nádrží a těžší fáze klesá. V našem případě probíhají souběžně dva procesy:

- separace pára – kapalina (V-L)
- separace kapalina – kapalina (L-L)

Pro návrh nádrže je směrodatná doba zdržení a usazovací rychlost. Usazovací rychlost můžeme teoreticky určit ze Stokesova zákona [13]:

$$u_g = \sqrt{\frac{4}{3} \cdot \frac{d_c \cdot (\rho_L - \rho_V) \cdot g}{\xi \cdot \rho_L}} \quad (16)$$

kde u_g je usazovací rychlost
 d_c je průměr částice
 ρ je hustota
 g je gravitační konstanta
 ξ je součinitel tření

Překážkou praktického použití této rovnice jsou obtížně zjistitelné parametry, zejména průměr usazovaných částic (kapek). Z tohoto důvodu se v praxi používá Souders – Brownova rovnice [14] s empiricky stanovenou usazovací konstantou K :

$$u_g = K \sqrt{\frac{(\rho_L - \rho_V)}{\rho_L}} \quad (17)$$

kde K je usazovací konstanta

Velikost usazovací konstanty lze pro běžná media nalézt v odborné literatuře [14].

Pro zlepšení separace se pro systémy kapalina-pára v místě výstupu parní fáze obvykle umísťuje odlučovač kapek (demister). Stejně tak se pro zlepšení separace v systému kapalina-kapalina někdy používá koalescer. Účelem koalesceru i demisteru je shlukovat drobné kapičky do větších a usnadnit tak usazování [14].

Vyrovnávací objem

Důležitým parametrem při návrhu refluxní nádrže je její objem, který musí být dostatečně velký pro:

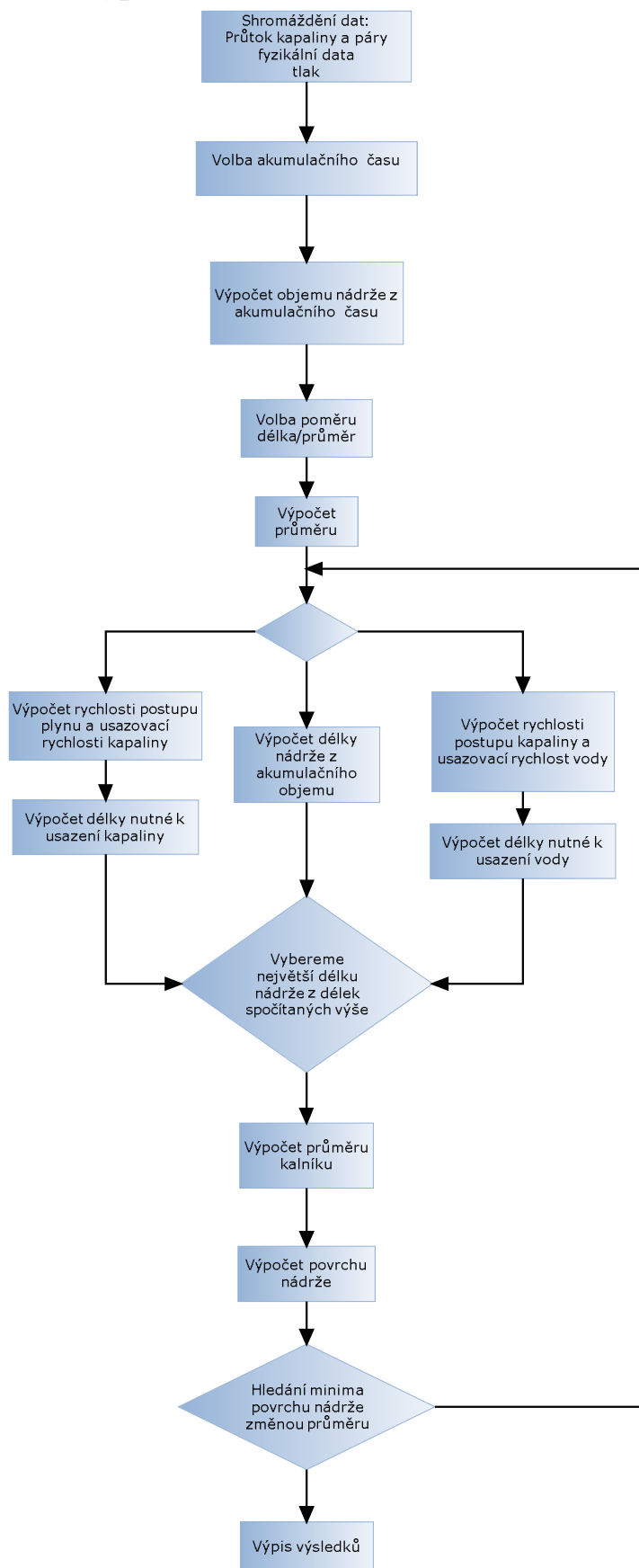
- vyrovnání drobných výkyvů ve výkonu kolony a kondenzátoru (pohybem hladiny)
- zajištění prázdného objemu nad hladinou kapaliny, který slouží jako akumulátor pro případ výpadku refluxního čerpadla
- zajištění zásoby kapaliny, která slouží jako nouzová zásoba suroviny pro navazující jednotku zpracovávající kapalný destilát (LPG).

Na základě těchto požadavků dimenzujeme objem refluxní nádrže tak, aby při zastavení odtoku dokázala pojmout veškeré množství přicházející kapaliny po čas, který je nutný k odstranění problému (zapnout rezervní čerpadlo). Pro splnění dalšího požadavku musí nádrž obsahovat dostatečnou zádrž kapaliny, aby byl po určitý čas zajištěn běžný odtok v případě zastavení přítoku. Tyto časy stanovujeme na základě procesního určení nádrže, ostrojení nádrže a zkušenosti obsluhy Tab. 4.5 [14].

čas do zaplavení	3	min
čas do vysušení	2	min
faktor obsluhy	1,2	
faktor instrumentace	1	

Tab. 4.5 Časové parametry pro návrh objemu

4.5.2 Algoritmus výpočtu



4.5.3 Vstupní údaje a výsledky

1	Vstupní údaje		
2	Procesní		
3	průtok par	4800	kg/h
4	průtok lehčí kapaliny (uhlovodíky)	63000	kg/h
5	průtok těžší kapaliny (vody)	1080	kg/h
6	hustota par	30	kg/m ³
7	hustota lehčí kapaliny (uhlovodíky)	504	kg/m ³
8	hustota těžší kapaliny (vody)	1000	kg/m ³
9	Technologické		
10	čas do zaplavení	3	min
11	čas do vysušení	2	min
12	faktor obsluhy	1,2	
13	faktor instrumentace	1	
14	poměr délka/průměr	3	
15	výška kalníku	0,8	m
16	Výsledky - potřebné rozměry zásobníku		
17	objem daný požadovanou akumulací	12,6	m ³
18	průměr nádrže	2,07	m
19	délka nádrže určená z požad. akumulace	5,07	m
20	délka nádrže nutná pro usazení kapaliny	0,12	m
21	délka nádrže nutná pro usazení vody	0,79	m
22	výsledná délka (maximum z 18, 19, 20)	5,07	m
23	průměr kalníku	0,41	m
24	Stávající rozměry		
25	průměr nádrže	2,164	m
26	délka nádrže	6,9	m
27	průměr kalníku	0,52	m

Tab. 4.6 Vstupní parametry a výsledky výpočtu refluxní nádrže

4.5.4 Vyhodnocení výsledků

Z výsledků uvedených v Tab. 4.6 lze vyčíst, že směrodatným parametrem pro návrh nádrže je její akumulační objem. Doba zdržení potřebná pro separaci a z ní vyplývající potřebný objem jsou v našem případě druhotné. Rozměry získané návrhovým výpočtem s akumulačními časy zvolenými na základě běžné praxe [14] zhruba odpovídají rozměrům stávající refluxní nádrže. Proto stávající zařízení vyhovují novým pracovním podmínkám.

4.6 Čerpadla

V řešeném destilačním uzlu se čerpadla využívají pro:

- čerpání refluxu a odtah LPG
- cirkulaci spodkového produktu kolony přes reboilovací pec

Kontrolní výpočet se týká pouze refluxního čerpadla. Výkon reboilovací pece se při rekonstrukci měnit nebude, proto není nutné zasahovat ani do cirkulačního čerpadla a jiných částí cirkulační smyčky.

4.6.1 Refluxní čerpadlo

Refluxní čerpadlo čerpá LPG z refluxní nádrže jednak jako reflux na hlavu kolony a jednak jako produkt do skladu. Vhodnost stávajícího čerpadla pro nové pracovní podmínky byla posuzována na základě následujících parametrů:

- kapacita čerpadla
- výtlačk čerpadla

Potřebná kapacita čerpadla je získána na základě materiálové bilance (simulace kolony). Vzhledem k výkyvům provozních parametrů se pro návrh k hodnotě stanovené z bilance přidává 20 % (maximální kapacita) [11].

Požadovaný výtlačk čerpadla H_V je ovlivněn souborem faktorů [13]:

- tlakový spád mezi aparáty na sání a výtlačku čerpadla (popřípadě požadovaný tlak destilátu na hranici jednotky) ΔP_{SV}
- geodetická výška H_g
- tlaková ztráta v potrubí, včetně ztráty v tepelných výměnících a regulačních zařízeních, vyjádřená jako ztrátová výška H_{ZS}

$$H_V = \frac{\Delta P_{SV}}{\rho \cdot g} + H_g + H_{ZS} \quad (18)$$

Výtlačná výška			
Rozdíl tlaků	ΔP_{SV}	50	kPa
Geodetická výška	H_g	40,0	m
Ztrátová výška	H_{ZS}	9,9	m
Potřebná výtlačná výška	H_V	59,8	m
Kapacita čerpadla			
Kapacita daná bilancí	V_{bil}	127	m ³ /h
Kapacita pro návrh	V_{design}	152	m³/h

Tab. 4.7 Parametry pro návrh refluxního čerpadla

Požadovaný výtlačk čerpadla je 60 m kapalného sloupce při průtoku 152 m³/h. Stávající výtlačk čerpadla pro tento průtok je 85 m, takže čerpadlo novým pracovním podmínkám bezpečně vyhovuje. Požadovaný výkon elektromotoru pro čerpání procesního media je 30 kW, výkon stávajícího elektromotoru je 55 kW. Elektromotor je dostačující pro čerpání procesního media, ale nemá dostatečný výkon pro testování s vodou.

4.6.2 Návrh průměru potrubí

Posouzení vhodnosti průměrů potrubí na jednotlivých potrubních větvích je provedeno na základě doporučených rychlostí proudění dopravovaného media, uvedených v následující tabulce Tab. 4.8 [11]. Seznam potrubních větví a posouzení vhodnosti stávajících průměrů potrubních větví je uvedeno v tabulce Tab. 4.9. V místě nevyhovujících rozměrů je doporučeno zaměnit potrubí za navrhované.

	Rychlost proudění [m/s]
Výtlač čerpadla	1.5 - 3
Sání čerpadla	0.5
Plyny, páry	10 - 15

Tab. 4.8 Doporučené rychlosti proudění

Průměry potrubních větví								
Označení potrubní větve	Hmotnostní průtok	Hustota	Tlak	Teplota	Rychlost v nově navrženém potrubí	Navržené potrubí	Stávající potrubí	Vyhodnocení
	kg/h	kg/m ³	kPa g	°C	m/s			
300-FEED-00140	192000	197	2000	266	3,4	DN300	DN300	vyhovuje
500-BOTT-00101-I	350000	513	1900	340	0,9	DN500	DN400	nevyhovuje
300-BOTT-00102-I	16500	513	1900	340	1,3	DN500	DN300	nevyhovuje
500-BOTT-00103-I	185000	513	1900	340	0,5	DN500	DN300	nevyhovuje
500-BOTT-00104-I	185000	513	1900	340	0,5	DN500	DN300	nevyhovuje
500-BOTT-00105-I	185000	513	1900	340	0,5	DN500	DN300	nevyhovuje
300-BOTT-00106-I	185000	513	1900	340	1,4	DN300	DN300	vyhovuje
300-BOTT-00107-I	185000	513	1900	340	1,4	DN300	DN300	vyhovuje
300-BOTT-00108-I	185000	513	1900	340	1,4	DN300	DN300	vyhovuje
150-BOTT-00309-I	46250	513	1900	340	1,3	DN150	DN150	vyhovuje
150-BOTT-00310-I	46250	513	1900	340	1,3	DN150	DN150	vyhovuje
150-BOTT-00311-I	46250	513	1900	340	1,3	DN150	DN150	vyhovuje
150-BOTT-00312-I	46250	513	1900	340	1,3	DN150	DN150	vyhovuje
250-BOTT-00313-I	46250	207	1900	379	1,2	DN250	DN300	vyhovuje
250-BOTT-00314-I	46250	207	1900	379	1,2	DN250	DN300	vyhovuje
250-BOTT-00315-I	46250	207	1900	379	1,2	DN250	DN300	vyhovuje
250-BOTT-00316-I	46250	207	1900	379	1,2	DN250	DN300	vyhovuje
500-BOTT-00317-I	185000	207	1900	379	1,2	DN500	DN500	vyhovuje
250-HEAD-00218	68700	40	1850	78	14,8	DN250	DN500	vyhovuje
350-HEAD-00223	68700	170	1820	50	1,3	DN350	DN400	vyhovuje
350-HEAD-00224	68700	235	1800	38	1,1	DN300	DN300	vyhovuje
50-SWAT-00225-ST	1000	1000	1800	50	1,8	DN50	DN50	vyhovuje
80-GAS-00226-ST	4770	29	1800	50	10,7	DN80	DN100	vyhovuje
350-LPG-00227-ST	63000	504	1800	50	0,5	DN350	DN250	nevyhovuje
350-LPG-00228-ST	63000	504	2200	50	0,5	DN350	DN200	nevyhovuje
350-LPG-00229-ST	63000	504	2200	50	0,5	DN350	DN200	nevyhovuje
350-LPG-00230-ST	63000	504	2200	38	0,5	DN350	DN200	nevyhovuje
200-LPG-00231-ST	63000	504	2200	38	1,1	DN200	DN150	nevyhovuje
200-LPG-00232-ST	63000	504	2200	38	1,1	DN200	DN150	nevyhovuje
200-LPG-00233-ST	63000	504	2200	38	1,1	DN200	DN150	nevyhovuje
200-LPG-00234-ST	63000	504	2200	38	1,1	DN200	DN200	vyhovuje
200-LPG-00235-ST	61500	504	2200	38	1,1	DN200	DN200	vyhovuje
50-LPG-00236-ST	1270	504	2200	38	0,4	DN50	DN80	vyhovuje

Tab. 4.9 Seznam a vyhodnocení potrubních větví

zkratka	medium
BOTT	Spodkový produkt kolony
HEAD	Hlavový produkt kolony
LPG	LPG (Liquified petroleum gas)
SWAT	Kyselá voda
GAS	Kyselý plyn

Tab. 4.10 Použité zkratky názvu medií

5 ZÁVĚR

V této diplomové práci byl vytvořen zjednodušený Úvodní projekt rekonstrukce existujícího uzlu debutanizéru.

Na základě provedených bilančních výpočtů, následných kontrolních a návrhových výpočtů bylo zjištěno, že většina stávajícího zařízení vyhovuje novým pracovním podmínkám. Výjimkou je destilační kolona, u které je nutná změna nástříkového patra, a dále by bylo vhodné vyměnit některá potrubí.

Ve zpracovávané diplomové práci jsem se blíže setkal s několika základními procesními aparáty a měl jsem tak možnost získat pohled na komplexní vztah mezi nimi. Při hledání omezujících faktorů rekonstrukce bylo možné pozorovat vztah mezi pracovními podmínkami a požadovanou kapacitou jednotlivých aparátů.

Vzhledem k tomu, že se jednalo o skutečný řešený úkol, byl jsem konfrontován i s ryze praktickými problémy, jakými jsou například neúplné informace či neuskutečnitelné požadavky ze strany zákazníka.

Tato diplomová práce mi poskytla příležitost přiblížit se skutečné projekční činnosti a připravit se tak na budoucí zaměstnání.

6 SEZNAM POUŽITÉ LITERATURY

- [1] Audy, R., Braun, V., Grym, I., *Výpočty a projektování záklopkových pater*, Institut pro výchovu vedoucích pracovníků ministerstva průmyslu ČSR, Praha, 1973
- [2] Bébar, L., *Aplikovaná fyzikální chemie*, [Studijní materiál], 2006/2007
- [3] Cracking, *the encyclopedia of earth*, [online] Editor J. C. Cleveland and R. Szostak, Last Updated: February 4, 2007, [cit. 20-4-2008], URL: <http://www.eoearth.org/article/Cracking>
- [4] Galová, S., *Technologie ropy pro 3. ročník SOU*, SNTL, 1987
- [5] Hengstebeck, R. J., *Destilace, Teoretické základy a návrh provozního zařízení*, Přeložil Zdeněk Novosad a Milan Rylek, SNTL, Praha, 1969
- [6] Hewitt, G. F., Shires, G. L., Bott, T. R., *Process Heat Transfer*, CRC Press, Inc., Boca Raton, 2000
- [7] Chemstation, Inc., help [součást programu ChemCad 5.6], Chemstation, Inc, Houston, <http://www.chemstations.net/documents/manuals.htm>
- [8] Churchill, S. W., *Friciton-factor equation spans all fluid-flow regimes*, Chemical Engineering, November 1977, p. 91-92
- [9] Invensys Systems, Inc, *PRO/II Component and Thermophysical Properties Refernce Manual*, USA, 2006
- [10] Leffler, *Petroleum Refining for non-technical person*, 2nd edition, Pennwell Corp, 1984
- [11] Lenfeld, P., *Trouble shooting*, [Studijní materiál], 2006/2007
- [12] Ludwig, Ernst E., *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Volume 3, Third Edition, Gulf Professional Publishing, Boston, 1997
- [13] Medek, J., *Hydraulické pochody*, 4. vydání, Akademické nakladatelství CERM, s.r.o. Brno, 2004, ISBN 80-214-2640-3
- [14] Monnery, W. D., Svrcek, W. Y., *Successfully Specify Three-Phase Separators*, Chemical Engineering Progress, September 1994, p. 29-40
- [15] Pavelek, M., et al., *Termomechanika*, 3. přepracované vydání, , Akademické nakladatelství CERM, s.r.o. Brno, 2003, ISBN 80-214-2409-5

- [16] Sinnott, R. K., *Coulson & Richardson's Chemical Engineering*, Volume 6, Third Edition, Butterworth-Heinemann, Oxford, 1999, Reprinted 2001, 2003, ISBN 0-7506-4142-8
- [17] Veselý, V., *Chémia a technológia ropy*, 1. diel, Slovenské vydavateľstvo technickej literatúry, Bratislava, 1963
- [18] Walas, M. Stanley, et al., *Chemical Process Equipment Selection and Design*, Butterworth-Heinemann a division of Reed Publishing (USA), 1990
- [19] Wilcox, R. F., White, S. L., *Selecting the Proper Model to Simulate Vapor-Liquid equilibrium*, Chemical Engineering, October 1986, p. 141-144

SEZNAM PŘÍLOH

PŘÍLOHA 1	Zjednodušený úvodní projekt destilačního uzlu
PŘÍLOHA 2	Výsledky (Report) z modelování destilace v ChemCadu
PŘÍLOHA 3	Výsledky (Report) z modelování vzduchem chlazeného kondenzátoru v ChemCadu
PŘÍLOHA 4	Výsledky (Report) z modelování vodou chlazeného kondenzátoru v ChemCadu
PŘÍLOHA 5	CD obsahující: <ul style="list-style-type: none">▪ Diplomovou práci (pdf)▪ Zjednodušený úvodní projekt destilačního uzlu (pdf)▪ Výsledky (Report) z modelování destilace v ChemCadu▪ Výsledky (Report) z modelování vzduchem chlazeného kondenzátoru v ChemCadu▪ Výsledky (Report) z modelování vodou chlazeného kondenzátoru v ChemCadu▪ Výkresovou dokumentaci (1x PFD, 3x PID) (pdf)